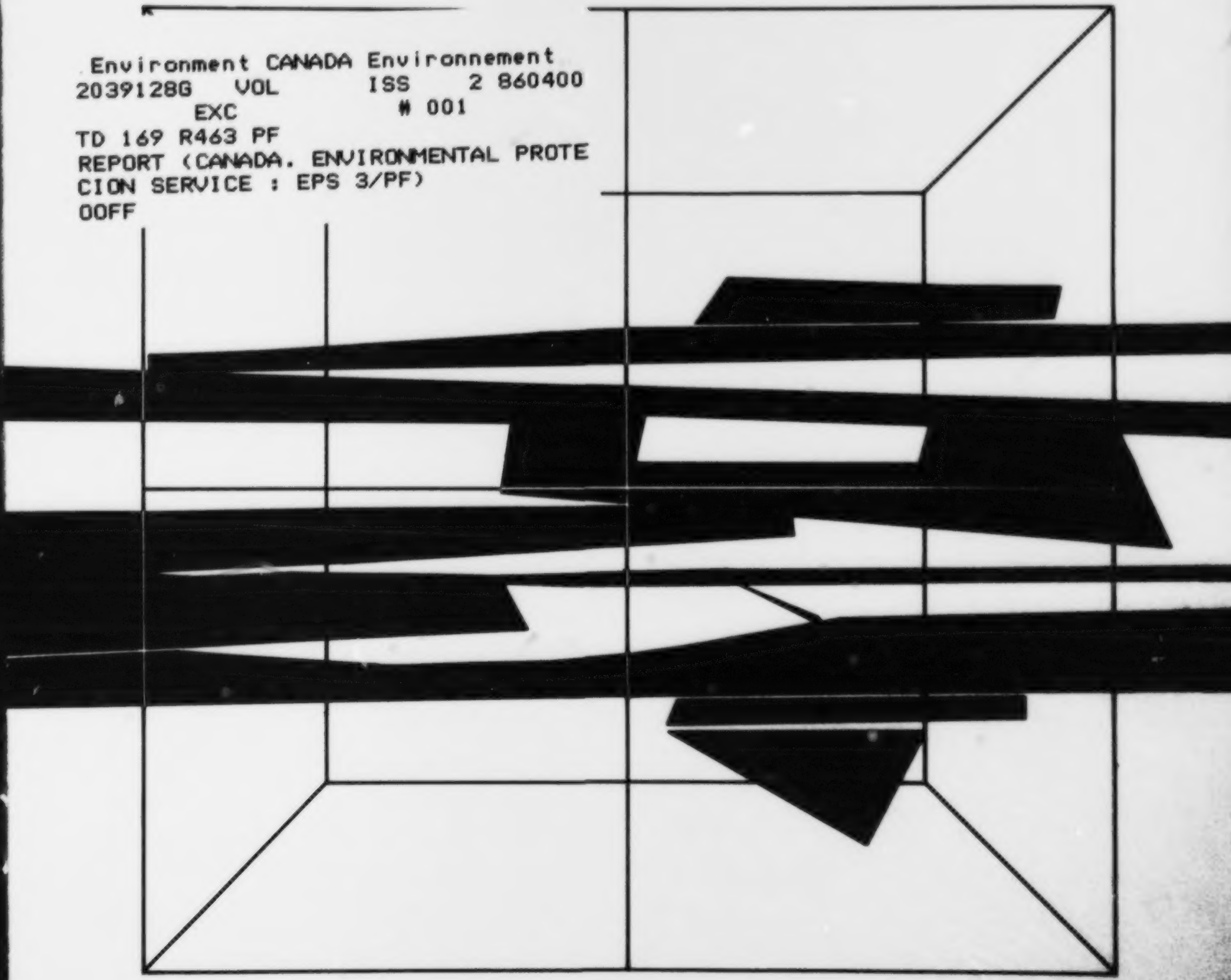
# Dead Load Reduction in the Kraft Pulping Process

Report EPS 3/PF/2
April 1986

Environment CANADA Environnement
2039128G VOL ISS 2 860400
EXC # 001
TD 169 R463 PF
REPORT (CANADA. ENVIRONMENTAL PROTE
CION SERVICE : EPS 3/PF)
OOFF



Environment Canada Environnement Canada

Canada

86-04836/

## ENVIRONMENTAL PROTECTION SERVICE REPORT SERIES

**Sample Number:**

EPS 3 / HA / 1

- 1 — Number of report having qualifiers EPS 3/HA
- HA — Subject Area Code
- 3 — Report Category
- EPS — Environmental Protection Service

**Categories**

| | |
|---|---|
| 1 | Regulations/Guidelines/Codes of Practice |
| 2 | Public Consultation: Problem Assessment, Control Options |
| 3 | Research and Technology Development |
| 4 | Literature Reviews |
| 5 | Surveys |
| 6 | Social, Economic and Environmental Impact Assessments |
| 7 | Surveillance |
| 8 | Policy Proposals & Statements |
| 9 | Manuals |

**Subject Areas**

| | |
|---|---|
| AG | Agriculture |
| AP | Airborne Pollutants |
| AT | Aquatic Toxicity |
| CC | Commercial Chemicals |
| CE | Consumers and the Environment |
| FP | Food Processing |
| HA | Hazardous Wastes |
| IC | Inorganic Chemicals |
| MA | Marine Pollution |
| MM | Mining & Mineral Processing |
| NR | Northern Regions |
| PF | Paper and Fibres |
| PG | Power Generation |
| PN | Petroleum and Natural Gas |
| SP | Oil & Chemical Spills |
| SRM | Standard Reference Methods |
| TS | Transportation Systems |
| UP | Urban Pollution |

New subject areas and codes are introduced as they become necessary. A list of EPS reports may be obtained from the Publications Section, Environmental Protection Service, Environment Canada, Ottawa, Ontario, Canada, K1A 1C8.

# DEAD LOAD REDUCTION IN THE KRAFT PULPING PROCESS

by

Sandwell and Company Ltd.
Vancouver, B.C.

for the

Industrial Programs Branch
Environmental Protection Service
Environment Canada

EPS 3/PF/2
April 1986

## REVIEW NOTICE

This report has been reviewed by the Industrial Programs Branch, Environmental Protection Service, and approved for publication. Approval does not necessarily signify that the contents reflect the views and policies of the Environmental Protection Service. Mention of trade names or commercial products does not constitute recommendation or endorsement for use.

## READERS COMMENTS

Readers who wish to comment on the content of this report should address their comments to:

John L. Betts
Industrial Programs Branch
Environmental Protection Service
Environment Canada
Ottawa, Ontario
K1A 1C8

© Minister of Supply and Services Canada 1986
Cat. No. En 49-6/3-2E
ISBN 0-662-14581-X
BEAUREGARD PRESS LIMITED

## ABSTRACT

This study was based on a review of information from available literature, experience with the white liquor evaporation process at Great Lakes Forest Products Limited, and communications with appropriate technical people in the pulp and paper industry. The results of the initial feasibility study formed a basis for assessing the technical and economic feasibility of the proposed process for dead load reduction in the kraft pulping process. The information generated from the project was intended to be used by industry and government to determine whether the proposed dead load reduction technology should be pursued, and in what way.

The study involved the preparation of various project memoranda that contained a discussion of the relevant process factors in the liquor cycle, with a strong emphasis on chemistry, and the effect of the chemistry on the operation of the equipment. Particular attention was given to the chemistry of the recovery boiler and the recausticizing system.

**RÉSUMÉ**

La présente étude est fondée sur l'information recueillie dans la documentation existante, sur les résultats expérimentaux du procédé d'évaporation de la liqueur blanche à la Great Lakes Forest Products Limited, et sur les communications de spécialistes de l'industrie des pâtes et papier. Les résultats de l'étude initiale de faisabilité ont servi de base pour l'évaluation de la faisabilité technique et économique du procédé proposé, qui vise la réduction de la charge inutile dans la production de pâtes kraft. L'information obtenue dans le cadre du projet devait permettre à l'industrie et au gouvernement de déterminer s'il était approprié de donner suite, et si oui de quelle façon, au projet de réduction de la charge inutile.

L'étude comprenait la préparation de divers mémoires relatifs au project, lesquels examinent les facteurs intervenant dans le cycle de régénération de la liqueur, particulièrement les facteurs chimiques, ainsi que les effets des diverses caractéristiques chimiques sur le fonctionnement de l'équipement. Les données chimiques relatives à la chaudière de récupération et au système de recaustification ont fait l'objet d'une attention toute particulière.

**TABLE OF CONTENTS**

| | | Page |
|---|---|---|
| ABSTRACT | | iii |
| RÉSUMÉ | | iv |
| LIST OF FIGURES | | vii |
| LIST OF TABLES | | viii |
| ACKNOWLEDGEMENTS | | ix |
| EXECUTIVE SUMMARY | | xi |
| 1 | INTRODUCTION | 1 |
| 1.1 | Industrial Involvement | 1 |
| 1.2 | Adequacy of Information | 2 |
| 2 | THE CONCEPT | 6 |
| 2.1 | Dead Load | 6 |
| 2.1.1 | Disadvantages of Dead Load | 7 |
| 2.2 | Proposed Dead Load Reduction Process | 7 |
| 2.3 | Industrial Experience with White Liquor Evaporation | 15 |
| 3 | MASS BALANCE OVERVIEW | 18 |
| 4 | OVERVIEW OF ENERGY BALANCE | 28 |
| 5 | BENEFITS AND DISADVANTAGES OF THE PROPOSED PROCESS | 33 |
| 5.1 | Advantages | 33 |
| 5.1.1 | Increased Pulp Producing Capacity | 33 |
| 5.1.2 | Reduced Atmospheric Emissions | 35 |
| 5.1.3 | Reduced Deposit Formation | 35 |
| 5.1.4 | Improved Digester Conditions | 36 |
| 5.2 | Disadvantages of the Proposed Process | 36 |
| 6 | IMPACT ON WHITE LIQUOR USAGE AND KILN DEAD LOAD | 38 |
| 6.1 | White Liquor Usage | 38 |
| 6.2 | Kiln Dead Load | 38 |
| 7 | ECONOMICS OF PROPOSED PROCESS | 39 |
| 7.1 | Benefits | 39 |
| 7.1.1 | Increased Pulp Production | 39 |
| 7.1.2 | Increased Operating Time | 39 |
| 7.2 | Operating Costs | 40 |

| | | Page |
|---|---|---|
| 7.3 | Capital Cost | 41 |
| 8 | DISCUSSION OF PROPOSED PROCESS | 44 |
| 8.1 | Feasibility | 44 |
| 8.2 | Process Simplification | 45 |
| 8.3 | Most Attractive Situations for Application | 46 |
| 8.4 | Application at Great Lakes Forest Products Limited | 47 |
| 9 | OTHER OPPORTUNITIES FOR DEAD LOAD REDUCTION | 48 |
| 9.1 | $Na_2CO_3$ Dead Load | 48 |
| 9.1.1 | Overliming | 48 |
| 9.1.2 | Recycling Lime Mud in Recausticizing | 49 |
| 9.1.3 | Countercurrent Flow of Liquor and Solids in Recausticizing | 49 |
| 9.1.4 | Dilution of Green Liquor | 50 |
| 9.2 | $Na_2SO_4$ Dead Load | 52 |
| 10 | SUGGESTED DIRECTION FOR DEAD LOAD REDUCTION | 53 |
| RECOMMENDATIONS AND CONCLUSIONS | | 55 |
| REFERENCES | | 59 |
| APPENDIX | PROJECT MEMORANDA | 61 |

## LIST OF FIGURES

| | | Page |
|---|---|---|
| 1 | PROPOSED DEAD LOAD REDUCTION PROCESS | 8 |
| 2 | PROPOSED PROCESS: FLOW SHEET | 9 |
| 3 | EXISTING SITUATION: FLOW SHEET | 11 |
| 4 | PROPOSED PROCESS: MASS BALANCE SUMMARY | 19 |
| 5 | EXISTING SITUATION: MASS BALANCE SUMMARY | 21 |
| 6 | EXISTING SITUATION: MODIFIED HOT WATER BALANCE | 28 |
| 7 | DEAD LOAD REDUCTION PROCESS HOT WATER BALANCE | 29 |

## LIST OF TABLES



| | | Page |
|---|---|---|
| 1 | CHANGE IN ENERGY USAGE | 30 |
| 2 | INCREMENTAL LIQUOR STORAGE WITH PROPOSED PROCESS | 34 |
| 3 | CAPITAL COST SUMMARY | 41 |
| 4 | ECONOMIC SUMMARY FOR THE MOST OPTIMISTIC SITUATION | 42 |
| 5 | ECONOMIC SUMMARY FOR A LESS OPTIMISTIC SITUATION | 43 |

## ACKNOWLEDGEMENTS

**Technical Advisory Committee:**

- Mr. J.L. Betts, Environment Canada
- E.T. Barnes, Manager, Technology and Environment, Prince George Pulp and Paper Ltd.
- R.W. Sweeney, General Manager, Celgar Pulp Operations, Westar Timber Ltd.

**Technical Assistance:**

Mr. R. Randall of Intercontinental Pulp Company Ltd. conducted mass balances specific to the Intercontinental mill, for the existing situation and the proposed process. He also assisted with the energy balances and process design considerations.

Mr. J. Crane of Envirotech Canada Ltd. and Mr. R. Hedrick of Goslin-Birmingham, Inc. assisted with the preliminary design of the white liquor evaporator and the belt leaching system, conducted heat and mass balances for the white liquor evaporator and multiple-effect black liquor evaporator, and provided capital cost estimates for all major new equipment.

Mr. T. King and Dr. T. Adams of Weyerhaeuser Company contributed to the understanding of the chemical, physical and thermal processes in a kraft recovery boiler.

**Laboratory Assistance:**

Westar Timber Ltd. conducted laboratory experiments to estimate the effect of $Na_2CO_3$ and $Na_2SO_4$ on black liquor viscosity.

**Technical Review:**

The project memoranda and this report were reviewed by technical representatives of the following companies:

- Intercontinental Pulp Company Ltd.,
- Westar Timber Ltd.,
- Tahsis Company Ltd.,
- Irving Pulp and Paper Ltd.,
- Envirotech Canada Ltd.,
- Domtar Inc.,
- Eurocan Pulp and Paper Company Ltd.,
- St. Regis (Alberta) Ltd.,

- Proctor & Gamble Cellulose Ltd.,
- Prince George Pulp and Paper Ltd.,
- Weyerhaeuser Company, and
- Cariboo Pulp and Paper Company.

Dr. T. Grace of the Appleton Institute of Paper Chemistry reviewed project memoranda on black liquor evaporation and the recovery boiler, and the recovery boiler chemistry review.

Dr. G. Dorris of the Pulp and Paper Research Institute of Canada reviewed the project memorandum on recausticizing.

**Mill Visit:**

A project team visited the Thunder Bay mill of Great Lakes Forest Products Limited to view and discuss the existing white liquor evaporation system.

## EXECUTIVE SUMMARY

An additional $100 000 000 per year in extra revenue could be obtained on incremental production from the Canadian kraft pulp industry if the dead load in the liquor cycle were eliminated. At a typical recovery-limited mill, the profit margin could be increased by $20 to $25 per tonne of pulp.

This study was based on a review of information in the literature and industrial experience. Although the proposed process is potentially applicable at any kraft mill, the specific benefits and costs were assessed for the Intercontinental Pulp Co. Ltd. mill in B.C. This mill currently has a relatively low dead load, so the benefits would probably be greater at other mills. The benefits would also be greater with CE-type boilers, compared to Intercontinental's B&W-type boiler. For British Columbia coastal mills having a high concentration of sodium chloride in the liquor cycle, the proposed process could be extended to incorporate salt removal, further increasing the benefits.

- The main benefit of dead load reduction is the potential to increase the pulp producing capacity of an existing recovery-limited mill. One important secondary benefit is a reduction of up to 50 percent in malodorous emissions from the recovery boiler. At some mills, operating problems caused by the formation of various deposits throughout the liquor cycle would be reduced, and energy efficiency could be improved.
- For the Intercontinental mill, pulp production could increase by 8 percent, resulting in an incremental revenue of about $5 000 000 per year. Mill operating costs for maintenance, manpower, electrical energy, and steam would increase by about $1 000 000 per year.
- The total capital cost for the proposed process at the Intercontinental mill would be about $16 000 000. If the mill could handle the incremental pulp production without further capital investment, the gross pay-back time would be 3.7 years.
- The main disadvantage of the proposed process is the extent of equipment modification required and changes to process conditions in almost all parts of the liquor cycle.
- While the process described is feasible, substantial benefits could be obtained at relatively low cost by process changes directed at:

- improved recausticizing performance,
- increased reduction efficiency, and
- decreased oxidation in recausticizing.

- Two new concepts are proposed for improving recausticizing performance:
  - the lime mud recycle, and
  - partial countercurrent flow.

- For a capital cost of approximately $200 000, recycle of lime mud could provide about 20 percent of the benefits obtainable with the white liquor evaporation dead load reduction process. The pay-back time would be 3 months. Alternatively, for a capital cost of $1 000 000 to $1 500 000 about 50 percent of the overall benefit could be realized by converting the causticizers to partial countercurrent flow. The pay-back period would be 6 months.

Dead load reduction has attractive benefits for recovery-limited mills and the new concepts of partial countercurrent flow and lime mud recycle appear to be the best course for immediate action.

# INTRODUCTION

Kraft mills in Canada produce about 9 000 000 ADt* of pulp each year (Wilson, 1984). At more than 50% of Canada's kraft mills, the pulp producing capacity is either limited, or on the verge of being limited, by the capacity of the recovery boiler(s), a capital-intensive piece of equipment. One of the factors affecting recovery boiler capacity is a dead load of unreactive inorganic chemicals in the liquor cycle. If this dead load could be eliminated, the equivalent pulp capacity of most recovery boilers could be increased by approximately 10%. The incremental profit on extra pulp production from an established mill is typically in the range of $200 to 300/ADt, depending on mill-specific conditions. Considering the foregoing, the dead load in kraft liquor cycles prevents the Canadian kraft pulping industry from pursuing an additional $100 000 000 per year in extra profit on incremental pulp production. If the dead load were eliminated, there would be an increase in productivity, a decrease in atmospheric emissions, and a reduction in operating problems due to process deposits, at many kraft mills. In some situations, there would also be an improvement in mill energy efficiency. At a typical recovery limited mill, the profit margin could be increased by $20 to 25 per ADt.

## 1.1 Industrial Involvement

The Intercontinental Pulp Company Ltd. mill at Prince George, B.C. was used as a specific example to assess the proposed process. The process design, heat and mass balances, capital and operating costs, savings and operational benefits are specific to that mill. The proposed process would be generally applicable to other mills, recognizing that more or less equipment may be needed, and that costs, savings and operational benefits would differ. For other mills, however, the benefits would probably be greater because currently the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill is relatively efficient with respect to both black liquor dead load and the lime cycle dead load, in the context of existing technology. The white liquor causticity leaving the causticizers is 82%, and the reduction efficiency, measured in the green liquor leaving the smelt dissolving tank, is 92%. The Intercontinental Pulp Company Ltd. has a B&W-type recovery boiler. There would probably be a greater improvement in boiler performance, for a given reduction in black liquor dead load using a CE-type recovery boiler. The temperature increase in the bottom part of the furnace of a CE-type boiler is higher, and the decrease in the temperature of

---

* ADt - air dry tonne of finished bleached pulp

the furnace exit gases is greater than temperature decreases in a B&W-type boiler. Furthermore, for B.C. coastal mills having a high concentration of NaCl in the liquor cycle, the proposed process could be extended to incorporate salt removal, thereby adding to the increase in recovery boiler capacity.

### 1.2 Adequacy of Information

The project results are based on the best information from currently available literature and industry sources. This information was adequate to confirm that the proposed process should be technically feasible, giving a reasonable basis for establishing a process design, making the heat and mass balances, and estimating costs, savings and operational benefits. There were some areas, however, where information was limited necessitating the use of conservative assumptions, which tended to underrate the benefits of the process. In other cases, educated speculations had to be made. If the proposed process were to be pursued, the information deficiencies would have to be addressed by laboratory and mill work.

The eight most important information deficiencies are:

1) Impact of the dead load of sodium carbonate ($Na_2CO_3$) and sodium sulphate ($Na_2SO_4$) on recovery boiler operation, particularly the effect on the rate of deposit formation, reduction efficiency and TRS (total reduced sulphur) emission. No direct mill experimental data are available. For purposes of this project, the impact was estimated based on logical consideration of calculations and related scientific information. These considerations clearly indicate significant benefits, but they should be experimentally validated. One possible approach is to add the electrostatic precipitator catch from one boiler to the liquor fed to another boiler, at a mill having two or more recovery boilers. Due to the lack of direct mill data, the predictions concerning the recovery boiler must be regarded as speculative; nonetheless, they are considered to be realistic, based on logical assessment of the information available. Various aspects of recovery boiler chemistry need to be investigated, as do factors affecting heat transfer, fireside deposit formation and corrosion.
2) The effect of $Na_2CO_3$ and $Na_2SO_4$ on the viscosity of black liquor. No direct experimental data were available. Westar Timber Ltd. did some laboratory work at their Castlegar mill as part of the project. The laboratory results indicate that viscosity would increase somewhat if the dead load were reduced, but a reliable quantification was not possible because the viscosity could not be measured

precisely with the technique used. Considering the work by Westar Timber Ltd. and related information, however, it is doubtful that liquor viscosity would be a significant problem. Some controlled laboratory work with elaborate viscosity measuring equipment is required for confirmation.

3) White liquor evaporation data. Information on the solubility of $Na_2CO_3$ and $Na_2SO_4$ in concentrated white liquor, and the corrosive properties of concentrated white liquor are limited. The available information was adequate for the feasibility study, but should be confirmed before designing a white liquor evaporation system.

4) White liquor usage. Lack of reliable data on the effect of recycling black liquor to continuous digesters, lead to the assumption that white liquor usage could not be reduced. There is potential for a reduction of about 2 to 3% compared to normal usage. This would improve the benefits of the proposed process, because the inorganic loading on the recovery boiler would be reduced accordingly. Mill-scale experience would be required to reliably evaluate this.

5) Belt leacher performance. The performance of the belt leacher was predicted based on one set of published equilibrium data. These data were consistent with related data from other sources but were limited, resulting in a conservative design. There is some potential that the belt filter might perform better than expected. Trials with a pilot belt filter are required.

6) Cyclone efficiency. It was assumed that a cyclone system could be designed to remove 95% of the crystals from concentrated white liquor. There is no direct evidence to support this. The relative sizes of burkeite and $Na_2CO_3$ crystals should be investigated to see if they could be fractionated to any extent using cyclonic separators.

7) Deliquoring filter performance. A precoat-type lime mud filter has never been used to deliquor the underflow from a white liquor clarifier. A cake solids content of 55 wt % is expected based on related industry experience with belt filters. This is substantially higher than the value used in the mass balances, 47 wt %. Westar Timber Ltd. use a precoat-type filter on white liquor clarifier underflow during lime mud washer outages in their mill at Castlegar, B.C.; the cake is washed on the filter with water and the discharge cake has a solids concentration of about 71%. This suggests that a precoat-type filter should function as expected, allowing for the higher viscosity of white liquor, compared to water.

8) Brownstock washing efficiencies for organics, inorganics and sodium. In absence of reliable data on the relative washing efficiencies of organics and inorganics, it was

assumed that the increase in the amount of organics entering the brownstock washing system expected with the proposed process could be compensated for by an increase in washwater flow (Section 3). The assumption used may have resulted in an overestimation in washwater requirements with the proposed process. Mill data on the relative washing efficiencies are required.

General information requirements include:

1) Factors affecting the formation of pirssonite need to be more completely investigated.
2) The chemical nature of various chemical species in green liquor dregs needs to be more reliably defined.
3) The dregs removal efficiency of green liquor clarifiers needs to be defined as a function of the upflow rate. Also, information is required to establish the removal efficiency of dregs components.
4) A reliable description of the kinetics of the recausticizing reaction is needed.
5) The mechanism by which the nature of the particles affects the settling rate of lime mud in white liquor should be investigated. In particular the physical and chemical factors involved in the reduction of the settling rate as a result of overliming should be identified.
6) Information is needed on the effect of calcining temperature on the reactivity of reburned lime and the settling properties of the lime mud produced, particularly for the low range of calcining temperatures.
7) The chemical state of various chemical species such as silicon and aluminum in the lime mud and reburned lime should be determined.
8) The impact of recausticizing flow schemes other than concurrent flow needs to be evaluated.
9) Conflicting evidence on the effect of residual $Ca(OH)_2$ on the filter ability of lime mud should be resolved.
10) The ability of a precoat-type filter to deliquor the underflow from a white liquor clarifier needs to be established by physical testing.
11) Many of the predicted changes in the recausticizing system, with respect to the proposed process, should be investigated and verified by laboratory testing.
12) Metallurgical testing is recommended for the process conditions of interest.
13) The predicted boiling point rises for the conditions of interest should be confirmed by laboratory analyses.

14) Pilot plant trials are required to demonstrate the feasibility of the leaching process. Envirotech Canada Ltd., rent a small-scale belt filter that could be used for this purpose. The existing belt filter at the Thunder Bay mill of Great Lake Forest Products Limited could also be used for such a trial, if they were willing.

15) Further recycle trials at Great Lakes Forest Products Limited would be of interest. In such trials, conditions should be carefully monitored.

16) The effect of $Na_2SO_4$ concentration on crystal size formation during white liquor evaporation should be investigated.

Parts of the proposed process, particularly white liquor evaporation, may be subject to existing patient claims; this was not investigated as part of this project.

# 2 THE CONCEPT

## 2.1 Dead Load

The kraft liquor cycle has a number of inefficiencies which result in a recirculating dead load of inactive inorganic chemicals. The two main inefficiencies are the conversion of $Na_2CO_3$ to sodium hydroxide (NaOH) in the recausticizing system (which is only about 80% complete) and the chemical reduction of $Na_2SO_4$ to sodium sulphide ($Na_2S$) in the recovery boiler (which is only about 90% complete). Some of the $Na_2S$ from the recovery boiler is oxidized in the recausticizing system. The residual $Na_2CO_3$ and $Na_2SO_4$ circulates through the liquor cycle as a dead load with no apparent benefit. The liquor cycle can also carry a dead load of sodium chloride (NaCl) if inputs of NaCl with the wood are not purged from the recovery cycle. In addition, the liquor cycle has a small dead load of inorganics containing magnesium (Mg), aluminum (Al), silicon (Si), manganese (Mn) and iron (Fe) which enter the process along with the wood, process water and make-up limestone.

Typically, at inland mills, about 20 to 25% of the inorganics circulating in the liquor cycle are present as a dead load. Sodium carbonate typically accounts for about two-thirds of this dead load, with the balance being sodium sulphate. At coastal mills, the amount of NaCl present can be more than the normal dead load of $Na_2CO_3$ and $Na_2SO_4$. The total load of miscellaneous compounds containing magnesium, aluminum, silicon, magnesium and iron in the liquor cycle is usually about 2% of the total dead load (Keitaanniemi and Virkola, 1978).

The recausticizing system carries a dead load through the lime kiln circuit, originating from three sources:

1) Recycle of dust. The off-gas leaving the kiln contains entrained dust equivalent to approximately 5 to 15% of the kiln feed. Traditionally, the dust is captured in a venturi scrubber and returned to the kiln via the lime mud washing system. Since the solids concentration of the cake leaving the lime mud filter is essentially fixed, the return of the captured dust via the washing system brings extra water into the kiln.
2) Unreacted calcium oxide (CaO) or calcium hydroxide ($Ca(OH)_2$) in the lime mud. This can range from 0 to 10% by weight, but is typically less than 0.5 wt%.
3) Inert material (i.e., material other than CaO, $Ca(OH)_2$ or $CaCO_3$). Inappropriate cations include Na, Mg, Fe and Mn, in compounds such as $Na_2S$, $Na_2SO_4$, NaOH, $Na_2CO_3$, (magnesium hydroxide) $Mg(OH)_2$, (ferric oxide) $Fe_2O_3$, and (manganese

oxide) $Mn_3O_4$. Inappropriate anions include aluminum complexes, silica complexes, phosphate ($PO_4^{\equiv}$) and sulphate ($SO_4^{=}$), in compounds such as calcium aluminum silicate ($Ca_2Al_ySiO_3$), calcium silicate ($Ca_2SiO_4$), calcium phosphate ($Ca(PO)_4$) and calcium sulphate ($CaSO_4$). Incomplete lime mud washing is responsible for the $Na_2S$, $Na_2SO_4$, NaOH and $Na_2CO_3$ in lime mud; sodium compounds typically account for about 0.5 wt%, as $Na_2O$, of lime mud fed to the kiln. $CaSO_4$ originates from the reaction of $Na_2SO_4$ with $CaCO_3$; this reaction is very limited, so the amount of $CaSO_4$ in lime mud fed to the kiln is probably less than 0.2 wt%. The total amount of inert material in lime mud fed to the kiln is typically about 5 wt%.

2.1.1 **Disadvantages of Dead Load.** The main disadvantages of recovery cycle dead load are:

1) restriction of the capacity of process equipment, particularly the recovery boiler;
2) increase of recovery boiler TRS emissions, due to indirect temperature effects;
3) consumption of energy to heat, evaporate and pump the associated water; and
4) deposit formation in transfer lines, in digester heaters and in black liquor evaporators.

The main disadvantage of the lime cycle dead load is that it carries water into the kiln, adding to the evaporation requirements. The dead load solids must also be heated to calcining temperature, along with the $CaCO_3$. Heat requirements attributable to the dead load are ultimately an integral part of the kiln's capacity to produce CaO. If the kiln dead load can be decreased, the capacity of the kiln increases and its fuel consumption decreases.

## 2.2 Proposed Dead Load Reduction Process

The proposed process is based on white liquor evaporation. As white liquor is evaporated, a point is reached where $Na_2CO_3$ precipitates in conjunction with burkeite ($Na_2CO_3 \cdot 2Na_2SO_4$). The solubility points for NaCl and $Na_2S$ are reached with further evaporation.

The proposed process is shown in Figure 1 and detailed in Figure 2, as it would be applied at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill. For comparison, the existing process situation at Intercontinental Pulp Company Ltd. is shown in Figure 3. In the proposed process, white liquor would be evaporated to precipitate most of the $Na_2CO_3$ and $Na_2SO_4$, as a mixture of $Na_2CO_3$ and burkeite, but stopping short of precipitating $Na_2S$ and NaCl. The precipitated material would be separated from the concentrated

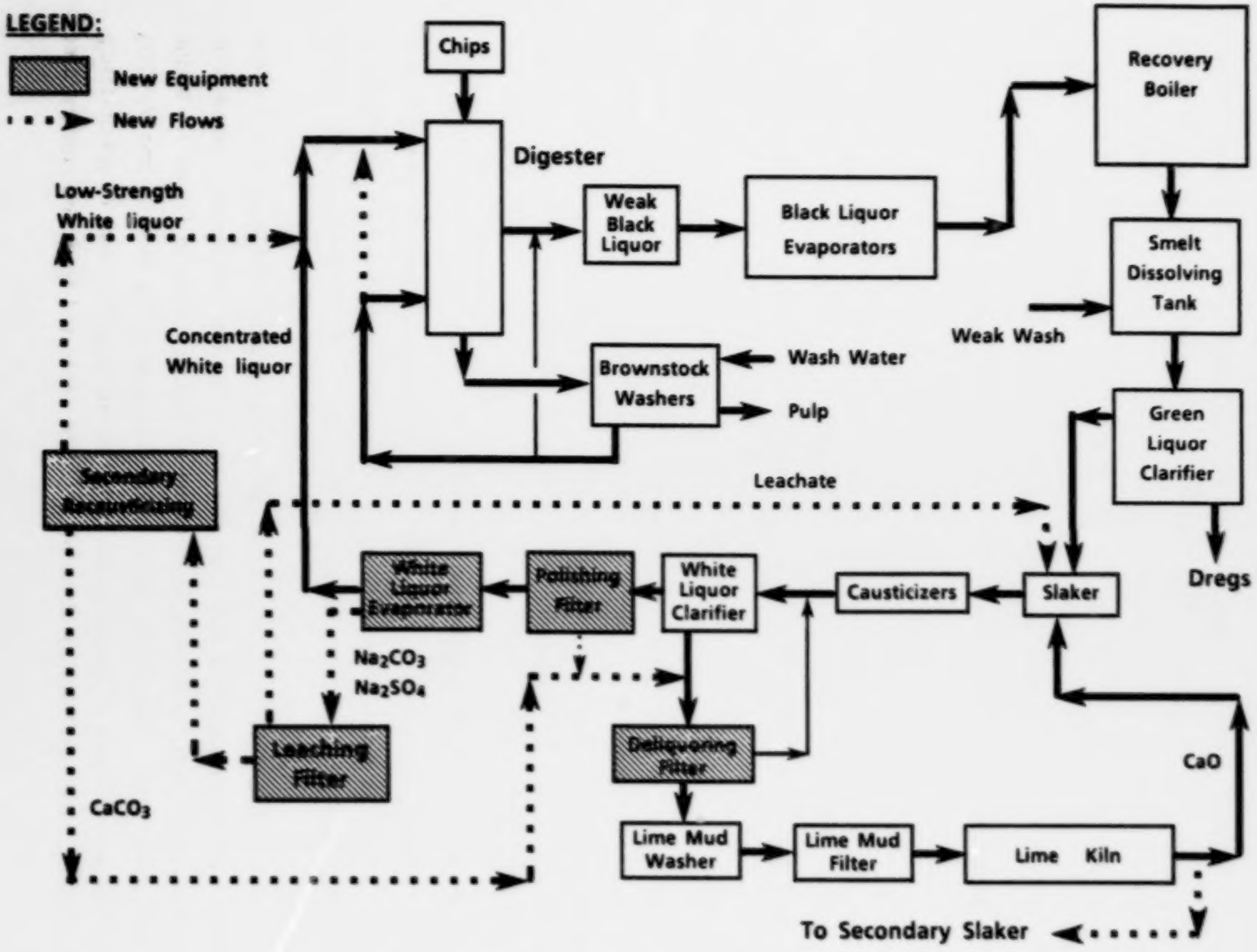
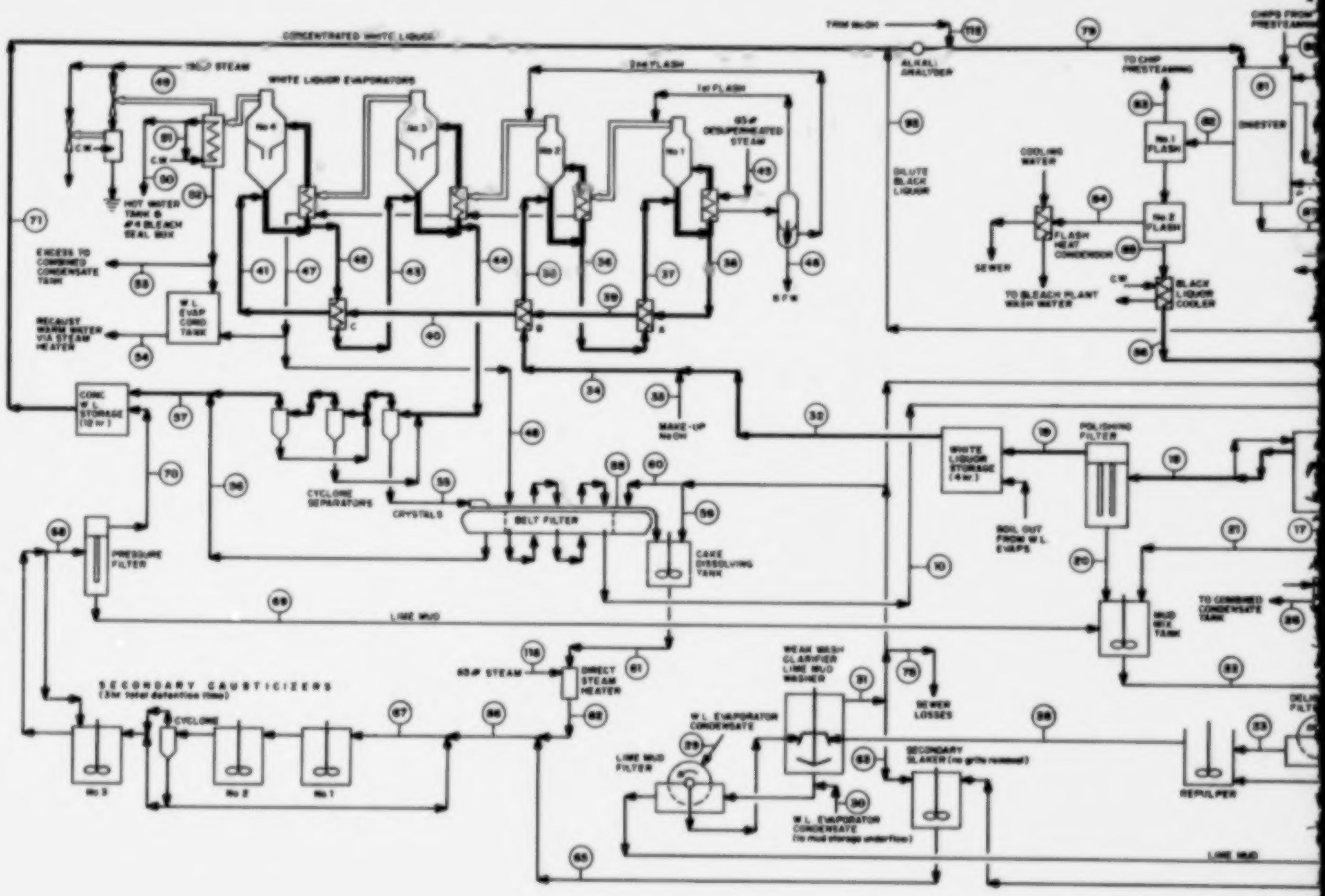
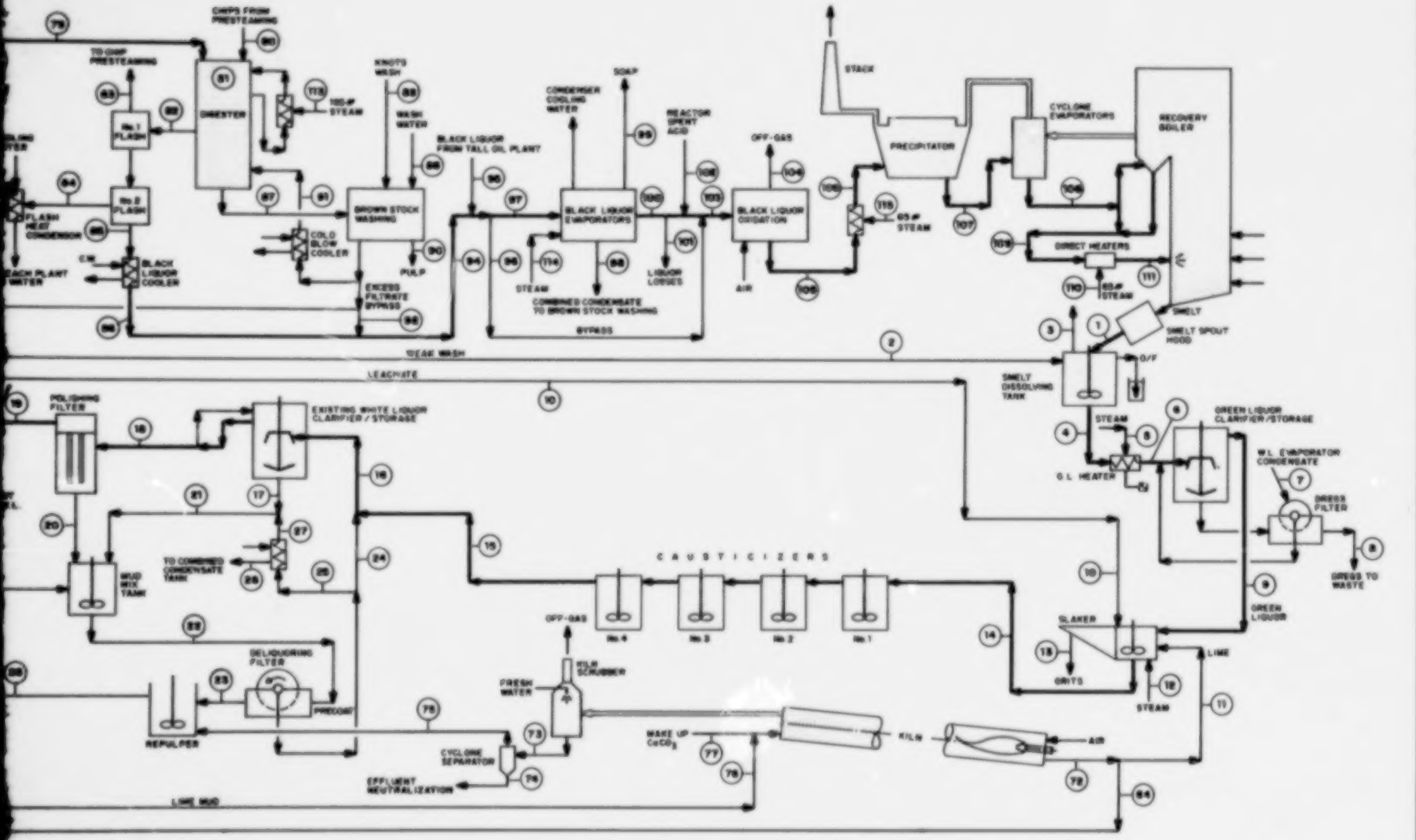



FIGURE 1 PROPOSED DEAD LOAD REDUCTION PROCESS



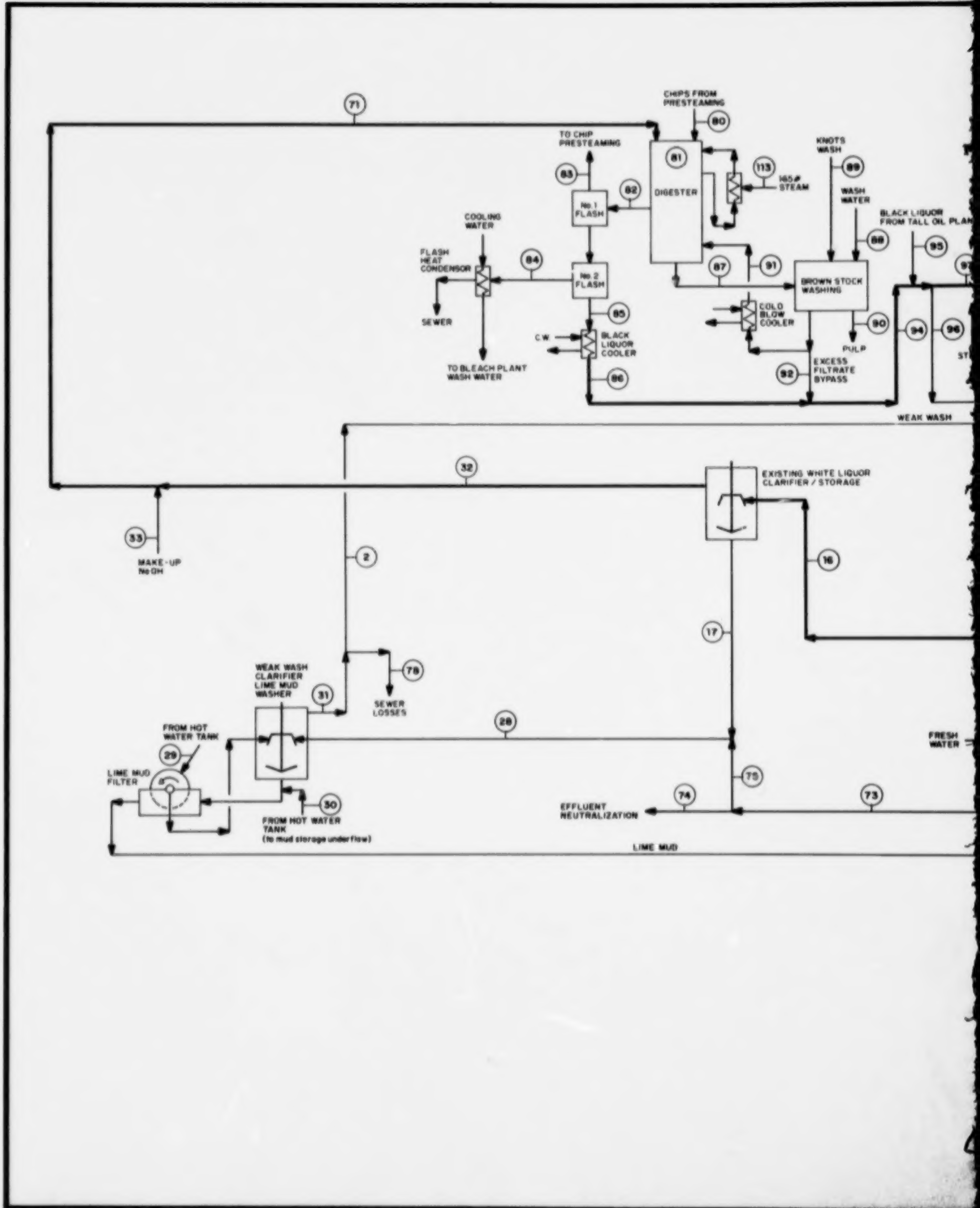


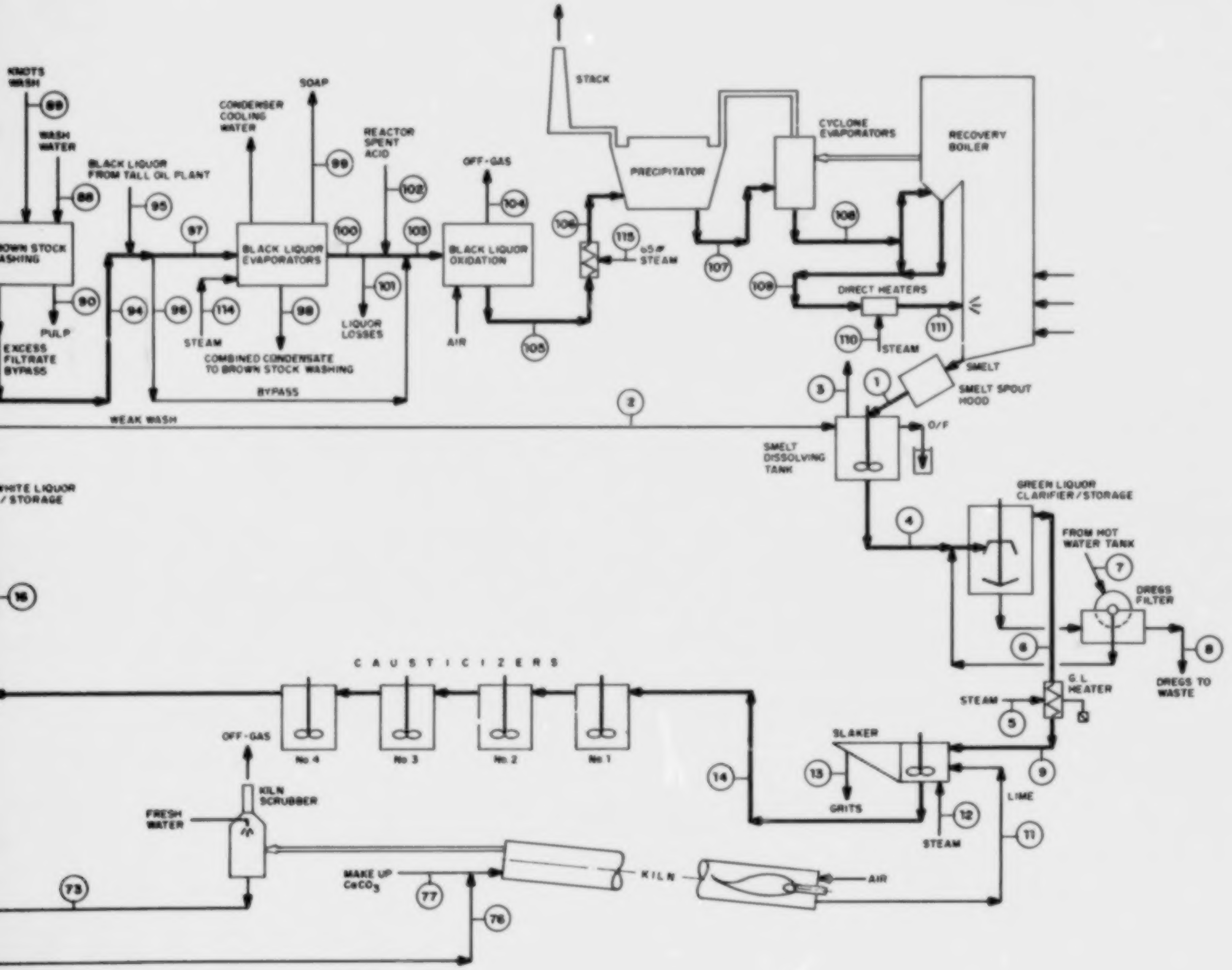

FEBRUARY 28, 1985

FIGURE 2 PROPOSED PROCESS: FLOW SHEET

Sandwell

V5350 DEAD LOAD REDUCTION IN THE KRAFT PULPING PROCESS


CHIPS FROM PRESTEAMING
TO CHIP PRESTEAMING
DIGESTER
No. 1 FLASH
No. 2 FLASH
165# STEAM
KNOTS WASH
WASH WATER
BLACK LIQUOR FROM TALL OIL PLANT
COOLING WATER
FLASH HEAT CONDENSOR
SEWER
TO BLEACH PLANT WASH WATER
C.W.
BLACK LIQUOR COOLER
COLD BLOW COOLER
BROWN STOCK WASHING
PULP
EXCESS FILTRATE BYPASS
WEAK WASH
EXISTING WHITE LIQUOR CLARIFIER / STORAGE
MAKE-UP NaOH
WEAK WASH CLARIFIER LIME MUD WASHER
SEWER LOSSES
FROM HOT WATER TANK
LIME MUD FILTER
FROM HOT WATER TANK (to mud storage underflow)
EFFLUENT NEUTRALIZATION
FRESH WATER
LIME MUD




FEBRUARY 28, 1985

# FIGURE 3 EXISTING SITUATION: FLOW SHEET

Sandwell

V5350 DEAD LOAD REDUCTION IN THE KRAFT PULPING PROCESS

white liquor using cyclonic separators, and the crystals would then be leached with warm water on a belt filter. The leaching operation would dissolve both $Na_2CO_3$ and $Na_2SO_4$; the $Na_2CO_3$ dissolving preferentially. The leachate would be recycled to the existing slaker, so the $Na_2CO_3$ could be recausticized. The residual crystals would be about one-third $Na_2SO_4$ and two-thirds $Na_2CO_3$. These crystals would be dissolved in weak wash and processed in a secondary recausticizing system to convert most of the $Na_2CO_3$ to NaOH. The white liquor produced in the secondary causticizing system would be mixed with the concentrated white liquor from the evaporator. This combined stream would be diluted to normal strength with excess dilute black liquor from the brownstock washing system, before entering the digester.

The proposed process is a method for reducing the amount of $Na_2CO_3$ in black liquor. The decrease in $Na_2CO_3$ can be quantified with some precision and confidence for each mill situation. In the case of Intercontinental Pulp Company Ltd., the decrease in $Na_2CO_3$ would be about 80%. White liquor evaporation and recycle of precipitated $Na_2CO_3$ and $Na_2SO_4$ to the recausticizing system would have no direct effect on the dead load of $Na_2SO_4$. As a result of the reduction in the amount of $Na_2CO_3$ in black liquor; however, conditions in the recovery boiler would improve, such that the reduction efficiency for the smelt should increase. Furthermore, as part of the proposed process, precautions would be taken to minimize the oxidation of $Na_2S$ in the recausticizing system by reducing the infiltration of air into the smelt dissolving tank. Consequently, the dead load of $Na_2SO_4$ in the liquor cycle would be reduced, but as an indirect result of white liquor evaporation. While there is some technical basis for predicting the increase in the reduction efficiency, the exact improvement expected is speculative. Nonetheless, it is clear that the reduction efficiency would increase, and some quantification was needed for the mass balance calculations. Considering the information available, it was predicted that the reduction efficiency in green liquor at Intercontinental Pulp Company Ltd. would increase from the current value of 92% to 96% which represents a 50% reduction in the $Na_2SO_4$ dead load in green liquor.

If the material precipitated by white liquor evaporation were to be directly recycled to the existing recausticizing system, there would be a significant accumulation of $Na_2SO_4$ in the existing recausticizing system. The resulting amount of $Na_2SO_4$ in the recausticizing system would be about 10 times higher than the amount of $Na_2SO_4$ in the smelt. The most obvious disadvantage of high $Na_2SO_4$ concentrations in the recausticizing system is that $Na_2SO_4$ reduces the equilibrium causticity because the total sodium ion concentration is increased. Another potential disadvantage is that $Na_2SO_4$

may react with $Na_2CO_3$ to form $CaSO_4$ which would form a dead load on the lime kiln; the extent of this reaction appears to be limited. Elevated levels of $Na_2SO_4$ in the recausticizing system would not affect the rest of the mill liquor cycle during normal operation of the white liquor evaporation system. Circumstances could arise, however, when it would be necessary to shut the white liquor evaporation system down, and use unevaporated white liquor for the pulping operation in the standard manner. In such cases, there could initially be a substantial inventory of unevaporated white liquor, having a high $Na_2SO_4$ concentration, that would have to be introduced into the pulping and recovery systems. One obvious problem with this is a high rate of $Na_2CO_3$ - $Na_2SO_4$ deposit formation in the black liquor evaporators; a significant disadvantage. Small concentration factors for $Na_2SO_4$, such as 2, would probably be acceptable, but high concentration factors, such as 10, would not. The proposed process, therefore, was designed to allow a controlled escape of $Na_2SO_4$ from the recausticizing system, while minimizing the amount of $Na_2CO_3$ that would leave with the $Na_2SO_4$. The belt leacher and the secondary recausticizing system would accomplish this.

Since the leachate from the belt filter would contain some $Na_2SO_4$, there would be an accumulation of $Na_2SO_4$ in the existing recausticizing system. The degree of accumulation would be limited to a factor of 2.5 (i.e., the amount of $Na_2SO_4$ in the main recausticizing system would be 2.5 times higher than the amount of $Na_2SO_4$ entering the recausticizing system in the smelt, and leaving in the combined white liquor. With the proposed process, the amount of $Na_2SO_4$ in the smelt would be half that for the existing situation. Even with a concentration factor of 2.5, therefore, $Na_2SO_4$ concentrations in the main recausticizing system with the proposed process would not be much more than is currently the case.

The secondary recausticizing system is a required part of the proposed process because the crystals leaving the belt leacher would contain $Na_2CO_3$. If a secondary recausticizing system is not used, the effectiveness of the proposed process for reducing the dead load of $Na_2CO_3$ would be decreased by about 25%. The overall process effectiveness would then be tied to the smelt reduction efficiency, because the ratio of $Na_2CO_3/Na_2SO_4$ in the leached crystals would be approximately fixed at 2:1.

The preliminary design of the proposed process was based on a relatively high green liquor concentration, in order to minimize white liquor evaporation requirements. However, the green liquor strength was limited to about 130 g/L as $Na_2O$ to avoid pirssonite deposit formation. Pirssonite was also a factor in the design of the belt leaching filter, dictating that hot water be used as the wash instead of weak wash and

that the leachate be added to the slaker. With the high green liquor strength, and the recycle of the leachate to the existing slaker, the white liquor in the white liquor clarifier would have a concentration of about 142 g/L, as $Na_2O$. There was concern with this high strength, that the white liquor clarifier would lose some of its ability to provide clear white liquor during process upsets. To address this concern, a polishing filter for the clarifier overflow has been included in the preliminary process design.

The solids concentration of the clarifier underflow would decrease somewhat with the high white liquor strength. This, in combination with the increased soda concentration of the white liquor, would increase the amount of sodium compounds in the white liquor clarifier underflow by about 35%. At the same time, the allowable washwater usage would be decreased by about 25% due to the increased green liquor strength. These two factors indicated a potential lime mud washing problem. To avoid such a problem, the preliminary process design included a precoat-type deliquoring filter on the clarifier underflow, to increase its solids concentration to 47 wt % prior to lime mud washing. The lime mud could then be adequately washed in the existing system using 25% less washwater than is currently used.

The proposed process was developed from the perspective of maximizing its effectiveness and minimizing the overall mill energy consumption, and is presented as such. The focus on these objectives resulted in extra equipment requirements and increased process complexity. By sacrificing effectiveness and/or energy efficiency, the proposed process could be simplified.

### 2.3 Industrial Experience with White Liquor Evaporation

The application of white liquor evaporation is not new. It is presently being applied at the Thunder Bay mill of Great Lakes Forest Products Limited. There, white liquor is evaporated in two stages. The first stage of evaporation removes $Na_2CO_3$ and burkeite (as proposed here); the second and subsequent stage removes NaCl, which accumulates in the recovery cycle at that mill as the result of the novel application of the closed cycle mill concept. Development problems have been solved and the white liquor evaporation system is now relatively trouble-free. Start-up is fairly simple and there are no serious operating or maintenance problems. The proposed process is based on use of the first stage of evaporation only, as most inland pulp mills do not have significant amounts of NaCl in the liquor cycle. At coastal mills, where accumulation of NaCl in the liquor cycle can be a concern, the proposed process could be extended to include the

second stage of evaporation, to remove NaCl, as is done by Great Lakes Forest Products Limited, but to do this the liquor sulphidity may have to be reduced.

The white liquor evaporation scheme applied at Great Lakes differs from the proposed process in four significant ways:

1) The concentrated white liquor is diluted by bleach plant effluent rather than dilute black liquor, due to the application of the closed cycle mill concept.
2) The material crystallized in the first stage of evaporation ($Na_2CO_3$ plus burkeite) is added to diluted white liquor, rather than recausticized. There is no belt leaching filter for this material and no secondary recausticizing system. At the Thunder Bay mill, therefore, the dead load is not reduced at any point in the process.
3) Steam use at Great Lakes is higher than with the proposed process due to a lower steam economy (less evaporation stages), a lower green liquor strength (more water to be evaporated) and the need to evaporate the liquor to a higher concentration to precipitate NaCl.
4) With the lower green liquor strength at Great Lakes, the white liquor clarifier is adequate, so a polishing filter and a deliquoring filter are not required. These extra units are included in the design of the proposed process as conservative measures to be sure that possible problems would be avoided.

In one of their earlier technical papers on the closed cycle mill concept, Rapson and Reeve (1973) suggested that white liquor be evaporated in one stage to precipitate NaCl and $Na_2CO_3$, and that the precipitate be leached to dissolve all the $Na_2CO_3$ and only part of the NaCl, leaving pure NaCl. They indicated that the leach liquor could be added to the dissolving tank or to green liquor. Therefore, in the early stages of development of the closed cycle mill, Rapson and Reeve (1973) appeared to recognize the opportunity for dead load reduction with white liquor evaporation. It was not mentioned in subsequent publications, but direct recycle of precipitated burkeite and $Na_2CO_3$ was allowed for in the design of the closed cycle mill at Great Lakes Forest Products Limited. The dead load reduction aspect of white liquor evaporation, however, is not practiced as part of normal operation.

For a trial period, Great Lakes Forest Products Limited recycled 80% of the material precipitated from white liquor to the smelt dissolving tank by dissolving it in weak wash. Few specific details are available concerning this trial but some general facts are known. Two problems were experienced; formation of fine crystals in the first stage of white liquor evaporation, and excessive deposit formation in parts of the green liquor

system. During the trial, no measures were taken to bleed $Na_2SO_4$ from the recausticizing system. As a consequence, $Na_2SO_4$ concentrations in the recausticizing system probably increased by a factor of about 4. The trial lasted for several weeks.

During the trial, the structure of the crystals formed in the white liquor evaporators apparently changed from the desired heterogenous growth (large crystals) to a homogeneous dispersed growth (small crystals). This change may have been caused by the elevated $Na_2SO_4$ concentrations in the unevaporated white liquor. High $Na_2SO_4$ concentrations in unevaporated white liquor would be avoided with the proposed process, as discussed earlier. Furthermore, the equipment at Thunder Bay for separating the crystals from evaporated white liquor has since been changed from a sedimentation system to a cyclone-based system. The cyclones are more capable of removing small crystals, if they form. The problems of poor crystal growth that were experienced during the recycle trial would probably not be a problem in the proposed process.

The second problem experienced while recycling burkeite and $Na_2CO_3$ at Great Lakes was excessive deposit formation in the weak wash piping and the piping leading to the green liquor clarifier. The cause of the deposit formation was investigated, and found to be due to pirssonite formation. It is expected that the deposit problems experienced during the recycle test at Great Lakes could be avoided with regard for the factors affecting pirssonite formation. In particular, with the proposed process, the precipitated material would be leached with hot water, so weak wash would not be used to transport the recycled material. Also, the recycled material would not be added until the slaker, thereby avoiding the obvious problems in the smelt dissolving tank, green liquor clarifier and green liquor transfer lines.

## 3 MASS BALANCE OVERVIEW

A summary of the mass balances for the implementation of the proposed process at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill is provided in Figure 4. For comparison, the mass balances for the existing situation at Intercontinental Pulp Company Ltd. are shown in Figure 5. When studying these mass balances some minor inconsistencies may be apparent, as the balances were conducted in three separate parts: recausticizing and white liquor evaporation; the digester and brownstock washing; and from brownstock washing to the recovery boiler liquor gun. The calculations also involved trial and error in many places. In conducting the calculations, there were some conceptual simplifications. For example, the loss of chemicals to the sewer as black liquor was taken to occur only at a single point. Similarly, in the recausticizing system, chemical losses were taken to occur at one point as a weak wash. These simplifications are not exactly representative of the mill situation. Nonetheless, the simplifications were applied equally to the proposed process and the existing situation. The minor inconsistencies and the conceptual simplifications should not introduce any significant error when comparing the proposed process and the existing situation.

$Na_2S$ is essentially completely dissociated in green liquor, white liquor and black liquor. Therefore, all the mass balance calculations were based on hydrolysis of $Na_2S$ to NaHS in the smelt dissolving tank and the $Na_2S$ being present as NaHS in the rest of the cycle. However, to be conventional, NaHS is expressed as $Na_2S$ in Figures 4 and 5.

In comparing the mass balances for the proposed process in Figure 4 with the existing situation in Figure 5, the following points merit highlighting with respect to the proposed process:

1) The amount of sodium carbonate in white liquor entering the digester would be reduced by 80%.
2) The causticity of the white liquor going to the digester would increase to 96%, from 83%.
3) The amounts of $Na_2SO_4$, $Na_2SO_3$, sodium thiosulphate ($Na_2S_2O_3$) and polysulphides in white liquor entering the digester would be 50% less.
4) White liquor active alkali usage and sulphidity would remain unchanged.
5) Pulp yield would remain unchanged.
6) The amount of water going to the digester with the white liquor would be decreased by 70%. About 55% of the excess brownstock washer filtrate bypass (see stream

PROPOSED

| STREAM NUMBER | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | 401.7 | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2SO_4$ | 10.7 | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2S$ | 136.7 | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | 3.9 | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | 0 | 0 | | 0 | | 0 | | 0 | 0 | | 192.7 | | 0 | 48.2 |
| $CaCO_3$ | 0 | 2.2 | | 2.2 | | 2.2 | | 2.2 | 0 | | 2.3 | | 2.3 | 258.0 |
| NaCl | 4.8 | | | | | | | | | | | | | |
| Inerts | 0.8 | 0 | | 0 | | 0 | | 0 | 0 | | 19.0 | | 0 | 19.0 |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | | 17.8 | | 419.1 | | 419.1 | 0 | * | 419.1 | 113.4 | | | * | 258.9 |
| $Na_2SO_4$ | | 3.0 | | 13.7 | | 13.7 | 0 | * | 13.7 | 14.2 | | | * | 27.9 |
| NaOH | | 33.6 | | 97.4 | | 97.4 | 0 | * | 97.4 | 19.4 | | | * | 263.0 |
| NaHS (as $Na_2S$) | | 7.7 | | 188.8 | | 188.8 | 0 | * | 188.8 | 8.7 | | | * | 153.1 |
| $H_2O$ | | 3065 | | 2850 | | 2859 | 23.0 | 3.0 | 2879 | 378.1 | | | 20.0 | 3175 |
| $Na_2S_2O_3$ | | 0 | | 2.1 | | 2.1 | | | 2.1 | 0 | | | | |
| $Na_2SO_3$ | | 0 | | 1.0 | | 1.0 | | | 1.0 | 0 | | | | |
| Polysulphide | | 0 | | 0.7 | | 0.7 | | | 0.7 | 0 | | | | |
| NaCl | | 1.5 | | 10.9 | | 10.9 | | | 10.9 | 0 | | | | |
| TTA (g/l as $Na_2O$) | | | | 130 | | 130 | | | 129 | | | | | 192.0 |
| % sulfidity (AA) | | | | | | | | | | | | | | |
| DENSITY (g/cm3) | | 1.02 | | 1.04 | | 1.04 | | | | | | | | 1.155 |
| WT% DS SOLIDS | | | | | | | | | | | | | | |
| GAS PHASE | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$/STEAM | | | 175 | | 0 | | | | | | | 53 | | |
| TEMP (Deg. C) | 440 | 75 | 90 | 90 | 70 | 90 | 70 | 70 | 58 | 75 | | | | 105 |

| STREAM NUMBER | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2SO_4$ | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2S$ | | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | 0 | | | | | | | | | | | | | |
| $CaCO_3$ | 389.1 | 389.1 | 389.1 | 0 | 0 | 0 | 389.1 | 359.4 | 359.4 | 0 | 0 | | 0 | 383.9 |
| NaCl | | | | | | | | | | | | | | |
| Inerts | 19.0 | 19.0 | 19.0 | 0 | 0 | 0 | 19.0 | 18.8 | 18.8 | 0 | 0 | | 0 | 21. |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | 167.7 | 177.8 | 32.1 | 185.7 | 185.7 | 0 | 85.4 | 85.7 | 22.1 | 10.1 | 13.3 | | 13.3 | 20. |
| $Na_2SO_4$ | 27.9 | 30.6 | 5.3 | 25.3 | 25.3 | 0 | 9.3 | 10.4 | 3.9 | 2.7 | 4.0 | | 4.0 | 3.9 |
| NaOH | 331.7 | 360.7 | 63.4 | 297.3 | 297.6 | 0 | 105.7 | 107.7 | 16.4 | 29.0 | 42.3 | | 42.3 | 36. |
| NaHS (as $Na_2S$) | 153.1 | 172.9 | 29.3 | 183.6 | 183.6 | 0 | 61.8 | 61.9 | 9.6 | 19.8 | 32.1 | | 32.1 | 9. |
| $H_2O$ | 3175 | 3953 | 606.9 | 2846 | 2846 | 0 | 971 | 998.8 | 352.8 | 277.9 | 184.1 | 338 (W) | 384.1 | 295 |
| $Na_2S_2O_3$ | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2SO_3$ | | | | | | | | | | | | | | |
| Polysulphide | | | | | | | | | | | | | | |
| NaCl | | | | 9.3 | 9.3 | | | | 1.6 | | | | | |
| TTA (g/l as $Na_2O$) | 192.0 | | | | | | | | | | | | | |
| % sulfidity (AA) | | | | 33.1 | 33.1 | | | | | | | | | |
| DENSITY (g/cm3) | 1.15 | | | | | | | | | | | | | |
| WT% DS SOLIDS | 0.7 | | 33.0 | | | 40.0 | | | 47.3 | | | | | 11. |
| GAS PHASE | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$/STEAM | | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP (Deg. C) | 101 | 100 | 100 | | | 100 | | | 70 | 70 | 70 | 50 (W) | 20 | |

* Included in sewer losses, stream # 75

<u>All units kg/ADUt, unless otherwise specified</u>

PROPOSED

| STREAM NUMBER | 79 | 80 | 81 | 82 | 83 | 84 | 85 | 86 | 87 | 88 | 89 | 90 | 91 | 92 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | | | | | | | |
| DRY WOOD | | 2000 | 2000 | | | | | | | | | | | |
| PULP | | | | 0 | | | | | | | | 1000 | | |
| WATER | | 2000 | | | | | | | | | | | | |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | | | | | | | |
| Inorganics | 493 | | 593 | 179 | | 0 | 179 | 179 | 113 | | | 4 | 68 | 19 |
| Organics | 153 | | 153 | 1242 | | 5 | 1237 | 1237 | 782 | | | 31 | 472 | 127 |
| Total diss. solids | 646 | | 646 | 1421 | | - | 1416 | 1416 | 895 | 0 | 0 | 35 | 540 | 146 |
| $Na_2CO_3$ | | | | | | | | | | | | 0.3 | | |
| $Na_2SO_4$ | | | | | | | | | | | | 0.2 | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | 2.1 | | |
| NaHS (as $Na_2S$) | | | | | | | | | | | | 2.0 | | |
| $H_2O$ | 3316 | 607 | 5923 | 5942 | | | 5225 | 5225 | 7205 | 10176 | 380 | 6265 | 7205 | 1955 |
| $Na_2S_2O_3$ | | | | | | | | | | | | 0.1 | | |
| $Na_2SO_3$ | | | | | | | | | | | | 0 | | |
| Polysulfide | | | | | | | | | | | | 0 | | |
| NaCl | | | | | | | | | | | | 0.2 | | |
| % sulfidity (AA) | | | 31.9 | 65.5 | | | | | | | | | | |
| EA (g/l as $Na_2O$) | | | 50.9 | 4.2 | | | 10.3 | 10.3 | 5.3 | | | | | |
| % Diss. solids | | | 10.9 | 19.3 | | | 21.8 | 21.8 | 11.1 | | | | | |
| DENSITY (g/cm3) | | | 1.10 | 1.03 | | | 1.09 | | 1.09 | | | | | |
| VOLUME (m3/ADMt) | | | 6.02 | 7.16 | | | 6.39 | | 7.8 | | | | | |
| GAS PHASE | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$ | | | | | 470 | 239 | | | | | | | | |
| TEMP (Deg C.) | 73 | 105 | | | 160 | 120 | 100 | 100 | 95 | 51 (W) | 1 (W) | | | |

| STREAM NUMBER | 93 | 94 | 95 | 96 | 97 | 98 | 99 | 100 | 101 | 102 | 103 | 104 | 105 | 106 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | | | | | | | |
| DRY WOOD | | | | | | | | | | | | | | |
| PULP | | | | | | | | | | | | | | |
| WATER | | | | | | | | | | | | | | |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | | | | | | | |
| Inorganics | 22 | 198 | 0.5 | 9 | 189 | 0 | 0 | 190 | 8 | 31 | 221 | | 246 | 24 |
| Organics | 153 | 1364 | 2.5 | 63 | 1304 | 4.9 | 14.9 | 1292 | 56 | 4 | 1293 | | 1293 | 129 |
| Total diss. solids | 175 | 1562 | 3 | 72 | 1493 | 5.9 | 16.9 | 1471 | 64 | 35 | 1514 | | 1539 | 153 |
| $Na_2CO_3$ | | 16.3 | | | | | | | 0.7 | 0 | 15.6 | | 15.6 | 15. |
| $Na_2SO_4$ | | 9.8 | | | | | | | 0.4 | 29 | 37.4 | | 37.4 | 37. |
| NaOH | | 93.5 | | | | | | | 3.8 | 2 | 91.7 | | 91.7 | 91. |
| NaHS (as $Na_2S$) | 5.1 | 80.7 | | | | | | | 3.6 | 0 | 85.1 | | 0 | [illegible] |
| $H_2O$ | 2336 | 7180 | 12 | 330 | 6862 | 4596 | 13.9 | 1492 | 318 | 105 | 1609 | 221 | 1398 | 13 |
| $Na_2S_2O_3$ | | 2.0 | | | | | | | | 0 | 2.0 | | 88.2 | 88. |
| $Na_2SO_3$ | | 1.0 | | | | | | | | 0 | 1.0 | | 1.0 | 1. |
| Polysulfide | | 0.7 | | | | | | | | 0 | 0.7 | | 0.7 | 0. |
| NaCl | | 9.2 | | | | | | | | 1.0 | 10.2 | | 10.2 | 10. |
| % sulfidity (AA) | | | | | | | | | | | | | | |
| EA (g/l as $Na_2O$) | | | | | | | | | | | | | | |
| % Diss. solids | | 17.9 | 18 | | 17.9 | | | 49.7 | | 25 | 48.5 | | 52.8 | 52. |
| DENSITY (g/cm3) | | 1.05 | | | | | | | | 1.15 | | | | |
| VOLUME (m3/ADMt) | | 8.39 | | | | | | | | | | | | |
| GAS PHASE | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$ | | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP (Deg C.) | 67 | 67 | 80 | | 80 | 72 | | 101 | | 92 | 99 | | 90 | |

fied

| STREAM NUMBER | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 | 31 | 32 | 33 | 34 | 35 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2CO3 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2SO4 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2S | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| CaCO3 | 300.1 | 300.1 | 0 | 0 | 0 | 300.1 | 359.8 | 350.0 | 0 | 0 | | 0 | 181.5 | 0 | 0 | 2.3 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| NaCl | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Inerts | 19.0 | 19.0 | 0 | 0 | 0 | 19.0 | 19.0 | 19.0 | 0 | 0 | | 0 | 21.1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2CO3 | 177.8 | 32.1 | 185.7 | 185.7 | 0 | 95.8 | 95.7 | 22.3 | 10.1 | 13.3 | | 13.3 | 22.3 | 0 | 0 | 22.3 | 185.7 | 0 | 185.7 | 185.7 |
| Na2SO4 | 30.6 | 5.3 | 25.3 | 25.3 | 0 | 9.3 | 10.6 | 3.9 | 2.7 | 4.0 | | 4.0 | 3.9 | 0 | 0 | 3.9 | 25.3 | 0 | 25.3 | 25.3 |
| NaOH | 300.7 | 63.8 | 297.3 | 297.6 | 0 | 105.7 | 107.7 | 36.4 | 29.0 | 42.3 | | 42.3 | 36.4 | 0 | 0 | 36.4 | 297.3 | 22.0 | 319.3 | 319.3 |
| NaHS (as Na2S) | 172.4 | 29.3 | 143.6 | 143.6 | 0 | 61.8 | 61.9 | 9.6 | 19.8 | 32.1 | | 32.1 | 9.6 | 0 | 0 | 9.6 | 143.6 | 0 | 143.6 | 143.6 |
| H2O | 3953 | 666.9 | 2846 | 2846 | 0 | 971 | 996.8 | 952.8 | 277.9 | 164.1 | 338 (W) | 364.1 | 2954 | 518.0 | 538.0 | 3846 | 2846 | 22.0 | 2860 | 2860 |
| Na2S2O3 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2SO3 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Polysulphide | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaCl | | | 9.3 | 9.3 | | | | 1.6 | | | | | | | | | 9.3 | | 9.3 | 9.3 |
| TTA (g/l as Na2O) | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| % sulfidity (AA) | | | 33.1 | 33.1 | | | | | | | | | | | | | 33.1 | | 31.6 | |
| DENSITY (g/cm3) | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| WT% DRY SOLIDS | | 33.0 | | | 80.0 | | | 87.9 | | | | | 11.8 | | | 72.0 | | | | |
| GAS PHASE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| SO2/STEAM | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP (Deg. C) | 100 | 100 | | | 100 | | | 70 | 70 | 70 | 65 (W) | 20 | | 70 | 70 | 70 | 95 | | 95 | 104 |

| STREAM NUMBER | 36 | 37 | 38 | 39 | 40 | 41 | 42 | 43 | 44 | 45 | 46 | 47 | 48 | 49 | 50 | 51 | 52 | 53 | 54 | 55 | 56 | 57 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2CO3 | | | | | | 0 | 60.7 | 60.7 | 110.1 | | | | | | | | | | | 130.9 | | 8.4 |
| Na2SO4 | | | | | | 0 | 12.2 | 12.2 | 20.8 | | | | | | | | | | | 22.0 | | 1.9 |
| Na2S | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| CaCO3 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | 0 |
| NaCl | | | | | | | | | 0 | | | | | | | | | | | | | 0 |
| Inerts | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | 0 |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2CO3 | 185.7 | 185.7 | 185.7 | 185.7 | 185.7 | 185.7 | 95.0 | 95.0 | 4.8 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.1 | 1.1 | 6.4 |
| Na2SO4 | 25.3 | 25.3 | 25.1 | 25.3 | 25.3 | 25.1 | 13.1 | 13.1 | 0.0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.2 | 0.2 | 0.9 |
| NaOH | 319.3 | 319.3 | 319.3 | 319.3 | 319.3 | 319.3 | 110.3 | 110.3 | 110.3 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 50.1 | 38.7 | 299.9 |
| NaHS (as Na2S) | 143.6 | 143.6 | 143.6 | 143.6 | 143.6 | 143.6 | 143.6 | 143.6 | 143.6 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 20.1 | 15.6 | 139.9 |
| H2O | 2822 | 2822 | 1970 | 1970 | 1970 | 1970 | 1379 | 1379 | 990.9 | 0 | 484.1 | 1396 | 126.8 | 0 | 12790 (W) | 46852 (W) | 591.8 | 575.6 | 1075 | 151.0 | 96.9 | 896.6 |
| Na2S2O3 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2SO3 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Polysulphide | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaCl | 9.3 | 9.3 | 9.3 | 9.3 | 9.3 | 9.3 | 9.3 | 9.3 | 9.3 | | | | | | | | | | | | | 9.1 |
| TTA (g/l as Na2O) | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| % sulfidity (AA) | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| DENSITY (g/cm3) | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| WT% DRY SOLIDS | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | 90.0 | | |
| GAS PHASE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| SO2/STEAM | | | | | | | | | | 531.8 | | | | 15.8 | | | | | | | | |
| TEMP (Deg. C) | 108 | 120 | 136 | 112 | 90 | 88 | 84 | 84 | 85 | 154 | 68 | 61 | 61 | 185 | 29 | 29 | 75 | 75 | 62.6 | | | 92 |

| STREAM NUMBER | 58 | 59 | 60 | 61 | 62 | 63 | 64 | 65 | 66 | 67 | 68 | 69 | 70 | 71 | 72 | 73 | 74 | 75 | 76 | 77 | 78 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2CO3 | 17.5 | 0 | 0 | 0 | | 0 | | | | | | | | 8.4 | | | | | | | |
| Na2SO4 | 8.7 | 0 | 0 | 0 | | 0 | | | | | | | | 1.5 | | | | | | | |
| Na2S | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | | | | | | | 9.5 | 8.5 | 8.5 | | 10.0 | | | | 281.2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CaCO3 | | 0 | 0 | | | 0.1 | | | | | 75.3 | 75.3 | 0 | 0 | 2.3 | 35.0 | 10.9 | 28.1 | 981.2 | 75.8 | 0 |
| NaCl | | | | | | | | | | | | | | 0 | | | | | | | |
| Inerts | | 0 | 0 | | | 0 | 0.8 | 0.8 | 0.8 | | 0.8 | 0.8 | 0 | 0 | 19.8 | 1.9 | 0.6 | 1.3 | 21.2 | 0.6 | 0 |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2CO3 | 0 | 0.2 | 0.2 | 17.9 | 17.9 | 0.5 | | 0.5 | 18.8 | | 2.1 | 0.3 | 1.8 | 8.2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 4.0 |
| Na2SO4 | 0 | 0.05 | 0.05 | 8.8 | 8.8 | 0.1 | | 0.1 | 8.9 | | 8.9 | 1.3 | 7.6 | 8.5 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.7 |
| NaOH | 0 | 0.8 | 0.8 | 0.8 | 0.8 | 1.0 | | 1.0 | 1.8 | | 18.1 | 2.0 | 12.1 | 312.0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.0 |
| NaHS (as Na2S) | 0 | 0.1 | 0.1 | 0.2 | 0.2 | 0.2 | | 0.2 | 0.8 | | 0.8 | 0.1 | 0.3 | 135.2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.5 |
| H2O | 2.9 | 80.0 | 80.0 | 82.9 | 83.9 | 86.4 | | 82.6 | 166.5 | | 166.5 | 25.8 | 182.7 | 979.3 | 0 | 3744 | 1167 | 2577 | 157.5 | 0 | 616.5 |
| Na2S2O3 | | | | | | | | | | | | | | 2.1 | | | | | | | 0 |
| Na2SO3 | | | | | | | | | | | | | | 1.0 | | | | | | | 0 |
| Polysulphide | | | | | | | | | | | | | | 0.7 | | | | | | | 0 |
| NaCl | | 0 | 0 | | | 0.1 | | | 0.1 | | 0.1 | | 0.1 | 9.4 | | | | | | | 0 |
| TTA (g/l as Na2O) | | | | | | | | | | | 70.5 | | | | | | | | | | |
| % sulfidity (AA) | | | | | | | | | | | 2.8 | | | 30.78 | | | | | | | |
| DENSITY (g/cm3) | | | | | | | | | | | 1.08 | | | | | | | | | | 1.02 |
| WT% DRY SOLIDS | 90.0 | | | | | | | | | 15.0 | 7.8 | 40.5 | | | | 0.98 | 0.98 | 0.98 | 72.0 | | |
| GAS PHASE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| SO2/STEAM | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP (Deg. C) | | 70 | 70 | 81 | 100 | 70 | | 100 | 100 | | 98 | 98 | 98 | 84 | | | | | | | 70 |

| STREAM NUMBER | 94 | 95 | 96 | 97 | 98 | 99 | 100 | 101 | 102 | 103 | 104 | 105 | 106 | 107 | 108 | 109 | 110 | 111 | 112 | 113 | 114 | 115 | 116 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| DRY WOOD | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| PULP | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| WATER | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Inorganics | 198 | 0.5 | 9 | 189 | 0 | 0 | 180 | 8 | 11 | 221 | | 246 | 246 | 342 | 342 | 388 | | 388 | | | | | |
| Organics | 1364 | 2.5 | 63 | 1304 | 5.5 | 16.5 | 1292 | 56 | 4 | 1293 | | 1293 | 1293 | 1293 | 1293 | 1293 | | 1293 | | | | | |
| Total diss. solids | 1562 | 3 | 72 | 1493 | 5.5 | 16.5 | 1471 | 64 | 35 | 1518 | | 1539 | 1539 | 1635 | 1635 | 1681 | | 1681 | | | | | |
| Na2CO3 | 16.3 | | | | | | | 0.7 | 0 | 15.6 | | 15.6 | 15.6 | 25.2 | 25.2 | 29.8 | | 29.8 | 0 | | | | |
| Na2SO4 | 9.8 | | | | | | | 0.4 | 29 | 37.4 | | 37.4 | 37.4 | 123.8 | 123.8 | 165.0 | | 165.0 | 0 | | | | |
| NaOH | 93.5 | | | | | | | 3.8 | 2 | 91.7 | | 91.7 | 91.7 | 91.7 | 91.7 | 91.7 | | 91.7 | 0 | | | | |
| NaHS (as Na2S) | 80.7 | | | | | | | 1.6 | 0 | 85.1 | | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | | 0 | 0 | | | | |
| H2O | 7100 | 12 | 330 | 6862 | 4396 | 13.5 | 1492 | 318 | 105 | 1609 | 221 | 1390 | 1390 | 1297 | 960 | 960 | | 1018 | 0 | | | | |
| Na2S2O3 | 2.0 | | | | | | | | 0 | 2.0 | | 88.2 | 88.2 | 88.2 | 88.2 | 88.2 | | 88.2 | | | | | |
| Na2SO3 | 1.0 | | | | | | | | 0 | 1.0 | | 1.0 | 1.0 | 1.0 | 1.0 | 1.0 | | 1.0 | | | | | |
| Polysulfide | 0.7 | | | | | | | | 0 | 0.7 | | 0.7 | 0.7 | 0.7 | 0.7 | 0.7 | | 0.7 | | | | | |
| NaCl | 9.2 | | | | | | | | 1.0 | 10.2 | | 10.2 | 10.2 | 10.2 | 10.2 | 10.2 | | 10.2 | | | | | |
| % sulfidity (AA) | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| EA (g/l as Na2O) | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| % Diss. solids | 17.9 | 18 | | 17.9 | | | 54.7 | | 25 | 48.5 | | 52.4 | 52.4 | 55.8 | 63.0 | 63.6 | | 62.3 | | | | | |
| DENSITY (g/cm3) | 1.08 | | | | | | | | 1.15 | | | | | | | | | | | | | | |
| VOLUME (m3/ADMt) | 6.38 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| GAS PHASE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| H2O | | | | | | | | | | | | | | | | | 58.1 | | | 881 | 1127 | 48.6 | 2.0 |
| TEMP (Deg C.) | | 80 | | 80 | 72 | | 103 | | 42 | 44 | | 90 | 103 | | | 95 | 155 | 99 | | 185 | 188 | 155 | 155 |

FEBRUARY 28, 1985

FIGURE 4 PROPOSED PROCESS : MASS BALANCE SUMMARY

Sandwell

V5350 DEAD LOAD REDUCTION IN THE KRAFT PULPING PROCESS

FIGURE 5 EXISTING
MASS BALAN

Sandwell

V5350
REDUCTIO
PULP

FEBRUARY 28, 19

All units in kg/ADUt,
unless otherwise specified

EXISTING

| STREAM NUMBER | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 11 | 12 | 13 | 14 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | | | | | | |
| Na2CO3 | 469.6 | | | | | | | | | | | | |
| Na2SO4 | 21.6 | | | | | | | | | | | | |
| Na2S | 136.7 | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | 2.9 | | | | | | | | | | | | |
| CaO | 0 | 0 | | 0 | | 0 | | 0 | | 202.1 | | 0 | 50.5 |
| CaCO3 | 0 | 3.3 | | 3.3 | | 0 | | 3.3 | | 2.3 | | 2.3 | 270.7 |
| NaCl | 9.4 | | | | | | | | | | | | |
| Inerts | 0.4 | 0 | | 0 | | 0 | | 0 | | 20.0 | | 0 | 20.0 |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | | | | | | |
| Na2CO3 | | 26.2 | | 495.8 | | 495.8 | 0 | * | 495.8 | | | * | 208.9 |
| Na2SO4 | | 2.6 | | 24.2 | | 24.2 | 0 | * | 24.2 | | | * | 24.2 |
| NaOH | | 50.4 | | 53.3 | | 53.3 | 0 | * | 53.3 | | | * | 269.9 |
| NaHS (as Na2S) | | 11.6 | | 148.3 | | 148.3 | 0 | * | 148.3 | | | * | 148.3 |
| H2O | | 4257 | | 3975 | | 3995 | 24.5 | 4.5 | 3995 | | | 20.0 | 3910 |
| Na2S2O3 | | | | 3.8 | | 3.8 | | | . 3.8 | | | | |
| Na2SO3 | | | | 1.7 | | 1.7 | | | 1.7 | | | | |
| Polysulphide | | | | 1.0 | | 1.0 | | | 1.0 | | | | |
| NaCl | | | | 9.4 | | 9.4 | | | 9.4 | | | | |
| TTA (g/l as Na2O) | | | | 108.5 | | | | | | | | | 110.0 |
| % sulfidity (AA) | | | | | | | | | | | | | |
| DENSITY (g/cm3) | | 1.02 | | 1.07 | | | | | | | | | |
| WT% SUS SOLIDS | | | | | | | | | | | | | |
| GAS PHASE | | | | | | | | | | | | | |
| H2O/STEAM | | | 250 | | 53 | | | | | | 0 | | |
| TEMP (Deg. C) | 840 | 70 | 82 | 82 | 155 | 80 | 70 | | 87 | | | 102 | 102 |

| STREAM NUMBER | 16 | 17 | 28 | 29 | 30 | 31 | 32 | 33 | 71 | 73 | 74 | 75 | 76 | 77 | 78 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2CO3 | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2SO4 | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2S | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | 0 | 0 | 0 | | | 0 | 0 | | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CaCO3 | 360.9 | 360.9 | 385.0 | | | 3.3 | 0 | | 0 | 35.0 | 10.9 | 24.1 | 381.7 | 16.5 | 0 |
| NaCl | | | | | | | | | | | | | | | |
| Inerts | 20.0 | 20.0 | 21.3 | | | 0 | 0 | | | 1.9 | 0.6 | 1.3 | 21.3 | 0.6 | 0 |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | | | | | | | | |
| Na2CO3 | 113.2 | 30.2 | 30.2 | 0 | 0 | 30.2 | 83.0 | | 83.0 | 0 | 0 | 0 | 0 | | 4.0 |
| Na2SO4 | 24.2 | 2.7 | 2.7 | 0 | 0 | 2.7 | 21.5 | | 21.5 | 0 | 0 | 0 | 0 | | 0.1 |
| NaOH | 342.1 | 51.4 | 51.4 | 0 | 0 | 51.4 | 290.7 | 22.0 | 312.7 | 0 | 0 | 0 | 0 | | 1.0 |
| NaHS (as Na2S) | 148.3 | 13.1 | 13.1 | 0 | 0 | 13.1 | 135.2 | | 135.2 | 0 | 0 | 0 | 0 | | 1.5 |
| H2O | 3910 | 651 | 3979 | 512.5 | 538.0 | 4873 | 3259 | 22.0 | 3281 | 4832 | 1507 | 3320 | 156.7 | | 616 |
| Na2S2O3 | | | | | | | | | 3.8 | | | | | | |
| Na2SO3 | | | | | | | | | 1.7 | | | | | | |
| Polysulphide | | | | | | | | | 1.0 | | | | | | |
| NaCl | | | | | | | | | 9.4 | | | | | | |
| TTA (g/l as Na2O) | 110.0 | 110.0 | | | | | 110.0 | | 115.0 | | | | | | |
| % sulfidity (AA) | | | | | | | | | 30.7 | | | | | | |
| DENSITY (g/cm3) | 1.10 | 1.10 | | | | 1.02 | 1.10 | | 1.12 | | | | | | 1.02 |
| WT% SUS SOLIDS | 7.8 | 33.7 | | | | | | | | 0.76 | 0.76 | 0.76 | 72.0 | | |
| GAS PHASE | | | | | | | | | | | | | | | |
| H2O/STEAM | | | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP (Deg. C) | 102 | 100 | | 70 | 70 | 70 | 100 | | 90 | | | | | | 70 |

* included in sewer losses, stream #78

EXISTING

| STREAM NUMBER | 80 | 81 | 82 | 83 | 84 | 85 | 86 | 87 | 88 | 89 | 90 | 91 | 92 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | | | | | | |
| DRY WOOD | 2000 | 2000 | | | | | | | | | | | |
| PULP | | | | | | | | | | | 1000 | | |
| WATER | 2000 | | | | | | | | | | | | |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | | | | | | |
| Inorganics | | 600.0 | 225 | | 0 | 225 | 225 | 151 | | | 6 | 94 | 50 |
| Organics | | 0 | 1120 | | 5 | 1115 | 1115 | 749 | | | 29 | 470 | 251 |
| Total diss. solids | | 600.0 | 1345 | | | 1340 | 1340 | 900 | 0 | 0 | 35 | 564 | 301 |
| Na2CO3 | | | | | | | | | | | 1.8 | | |
| Na2SO4 | | | | | | | | | | | 0.5 | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | 1.9 | | |
| NaHS (as Na2S) | | | | | | | | | | | 1.8 | | |
| H2O | 607 | 5888 | 5907 | | | 5197 | 5197 | 7200 | 9735 | 380 | 6265 | 7200 | 3850 |
| Na2S2O3 | | | | | | | | | | | 0.1 | | |
| Na2SO3 | | | | | | | | | | | 0 | | |
| Polysulfide | | | | | | | | | | | 0 | | |
| NaCl | | | | | | | | | | | 0.2 | | |
| % sulfidity (AA) | | 30.7 | 65.5 | | | | | | | | | | |
| EA (g/l as Na2O) | | 51.3 | 8.4 | | | 9.4 | 9.4 | 5.1 | | | | | |
| % Diss. solids | | 9.2 | 18.5 | | | 20.6 | 20.6 | 11.1 | | | | | 7.3 |
| DENSITY (g/cm3) | | 1.12 | 1.05 | | | 1.04 | | 1.04 | | | | | |
| VOLUME (m3/ADUt) | | 5.77 | 7.05 | | | 6.30 | | 7.80 | | | | | |
| GAS PHASE | | | | | | | | | | | | | |
| H2O | | | | 473 | 237 | | | | | | | | |
| TEMP (Deg C.) | 105 | | 160 | 120 | 100 | 100 | 85 | | 57 | 1 | | | 67 |

| STREAM NUMBER | 94 | 95 | 96 | 97 | 98 | 99 | 100 | 101 | 102 | 103 | 104 | 105 | 106 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | | | | | | |
| DRY WOOD | | | | | | | | | | | | | |
| PULP | | | | | | | | | | | | | |
| WATER | | | | | | | | | | | | | |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | | | | | | |
| Inorganics | 275 | 0.5 | 8 | 268 | 0 | 0 | 268 | 11 | 31 | 296 | | 321 | 321 |
| Organics | 1366 | 2.5 | 40 | 1329 | 5.5 | 16.5 | 1307 | 53 | 4 | 1298 | | 1298 | 1298 |
| Total diss. solids | 1641 | 3 | 48 | 1597 | 5.5 | 16.5 | 1575 | 64 | 35 | 1594 | | 1619 | 1619 |
| Na2CO3 | 81.2 | | | | | | | 3.1 | 0 | 78.1 | | 78.1 | 78.1 |
| Na2SO4 | 21.0 | | | | | | | 0.8 | 28 | 48.2 | | 48.2 | 48.2 |
| NaOH | 93.6 | | | | | | | 3.6 | 2 | 92.0 | | 92.0 | 92.0 |
| NaHS (as Na2S) | 88.8 | | | | | | | 3.5 | 0 | 85.3 | 0 | 0 | 0 |
| H2O | 9047 | 12 | 262 | 8797 | 5911 | 13.5 | 1597 | 318 | 105 | 1646 | 221 | 1435 | 1435 |
| Na2S2O3 | 3.7 | | | | | | | | 0 | 3.7 | | 90.0 | 90.0 |
| Na2SO3 | 1.7 | | | | | | | | 0 | 1.7 | | 1.7 | 1.7 |
| Polysulfide | 1.0 | | | | | | | | 0 | 1.0 | | 1.0 | 1.0 |
| NaCl | 9.2 | | | | | | | | 1.0 | 10.2 | | 10.2 | 10.2 |
| % sulfidity (AA) | | | | | | | | | | | | | |
| EA (g/l as Na2O) | | | | | | | | | | | | | |
| % Diss. solids | 15.4 | 18 | | 15.4 | | | 49.7 | | 25 | 49.2 | | 53.0 | 53.0 |
| DENSITY (g/cm3) | 1.05 | | | | | | | | 1.15 | | | | |
| VOLUME (m3/ADUt) | 10.29 | | | | | | | | | | | | |
| GAS PHASE | | | | | | | | | | | | | |
| H2O | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP (Deg C.) | 78 | | 78 | | 73 | | 105 | | 82 | 101 | | 92 | 103 |

| STREAM NUMBER | 107 | 108 | 109 | 110 | 111 | 113 | 114 | 115 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| SOLID PHASE | | | | | | | | |
| DRY WOOD | | | | | | | | |
| PULP | | | | | | | | |
| WATER | | | | | | | | |
| LIQUID PHASE | | | | | | | | |
| Inorganics | 401 | 401 | 452 | | 452 | | | |
| Organics | 1298 | 1298 | 1298 | | 1298 | | | |
| Total diss. solids | 1699 | 1699 | 1750 | | 1750 | | | |
| Na2CO3 | 82.1 | 82.1 | 84.7 | | 84.7 | | | |
| Na2SO4 | 124.2 | 124.2 | 172.6 | | 172.6 | | | |
| NaOH | 92.0 | 92.0 | 92.0 | | 92.0 | | | |
| NaHS (as Na2S) | 0 | 0 | 0 | | 0 | | | |
| H2O | 1334 | 997 | 997 | | 1058 | | | |
| Na2S2O3 | 90.0 | 90.0 | 90.0 | | 90.0 | | | |
| Na2SO3 | 1.7 | 1.7 | 1.7 | | 1.7 | | | |
| Polysulfide | 1.0 | 1.0 | 1.0 | | 1.0 | | | |
| NaCl | 10.2 | 10.2 | 10.2 | | 10.2 | | | |
| % sulfidity (AA) | | | | | | | | |
| EA (g/l as Na2O) | | | | | | | | |
| % Diss. solids | 56.0 | 63.0 | 63.7 | | 62.3 | | | |
| DENSITY (g/cm3) | 1.25 | | | | | | | |
| VOLUME (m3/ADUt) | 2.5 | | | | | | | |
| GAS PHASE | | | | | | | | |
| H2O | | | | 61.0 | | 752 | 1519 | 61.5 |
| TEMP (Deg C.) | | | 85 | 155 | 99 | 185 | 155 | 155 |

# FIGURE 5 EXISTING SITUATION: MASS BALANCE SUMMARY

Sandwell

V5350 DEAD LOAD REDUCTION IN THE KRAFT PULPING PROCESS

FEBRUARY 28, 1985

All units in kg/ADUt,

unless otherwise specified

| 73 | 74 | 75 | 76 | 77 | 78 | STREAM NUMBER |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | | SOLID PHASE |
| | | | | | | Na2CO3 |
| | | | | | | Na2SO4 |
| | | | | | | Na2S |
| | | | | | | NaOH |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | CaO |
| 35.0 | 10.9 | 24.1 | 381.7 | 16.5 | 0 | CaCO3 |
| | | | | | | NaCl |
| 1.9 | 0.6 | 1.3 | 21.3 | 0.6 | 0 | Inerts |
| | | | | | | LIQUID PHASE |
| 0 | 0 | 0 | 0 | | 4.0 | Na2CO3 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | | 0.1 | Na2SO4 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | | 1.0 | NaOH |
| 0 | 0 | 0 | 0 | | 1.5 | NaHS (as Na2S) |
| 832 | 1507 | 3328 | 156.7 | | 616 | H2O |
| | | | | | | Na2S2O3 |
| | | | | | | Na2SO3 |
| | | | | | | Polysulphide |
| | | | | | | NaCl |
| | | | | | | TTA (g/l as Na2O) |
| | | | | | | % sulfidity (AA) |
| | | | | | 1.02 | DENSITY (g/cm3) |
| .76 | 0.76 | 0.76 | 72.0 | | | WT% SUS SOLIDS |
| | | | | | | GAS PHASE |
| | | | | | | H2O/STEAM |
| | | | | | 70 | TEMP (Deg. C) |

| 03 | 104 | 105 | 106 | 107 | 108 | 109 | 110 | 111 | 113 | 114 | 115 | STREAM NUMBER |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | | | | | | | | SOLID PHASE |
| | | | | | | | | | | | | DRY WOOD |
| | | | | | | | | | | | | PULP |
| | | | | | | | | | | | | WATER |
| | | | | | | | | | | | | LIQUID PHASE |
| 06 | | 321 | 321 | 401 | 401 | 452 | | 452 | | | | Inorganics |
| 98 | | 1298 | 1298 | 1298 | 1298 | 1298 | | 1298 | | | | Organics |
| 94 | | 1619 | 1619 | 1699 | 1699 | 1750 | | 1750 | | | | Total diss. solids |
| .1 | | 78.1 | 78.1 | 82.1 | 82.1 | 84.7 | | 84.7 | | | | Na2CO3 |
| .2 | | 48.2 | 48.2 | 124.2 | 124.2 | 172.6 | | 172.6 | | | | Na2SO4 |
| .0 | | 92.0 | 92.0 | 92.0 | 92.0 | 92.0 | | 92.0 | | | | NaOH |
| .3 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | | 0 | | | | NaHS (as Na2S) |
| 46 | 221 | 1435 | 1435 | 1334 | 997 | 997 | | 1058 | | | | H2O |
| .7 | | 90.0 | 90.0 | 90.0 | 90.0 | 90.0 | | 90.0 | | | | Na2S2O3 |
| .7 | | 1.7 | 1.7 | 1.7 | 1.7 | 1.7 | | 1.7 | | | | Na2SO3 |
| .0 | | 1.0 | 1.0 | 1.0 | 1.0 | 1.0 | | 1.0 | | | | Polysulfide |
| .2 | | 10.2 | 10.2 | 10.2 | 10.2 | 10.2 | | 10.2 | | | | NaCl |
| | | | | | | | | | | | | % sulfidity (AA) |
| | | | | | | | | | | | | EA (g/l as Na2O) |
| 2 | | 53.0 | 53.0 | 56.0 | 63.0 | 63.7 | | 62.3 | | | | % Diss. solids |
| | | | | 1.25 | | | | | | | | DENSITY (g/cm3) |
| | | | | 2.5 | | | | | | | | VOLUME (m3/ADUt) |
| | | | | | | | | | | | | GAS PHASE |
| | | | | | | | 61.0 | | 752 | 1519 | 41.5 | H2O |
| [illegible] | | 92 | 103 | | | 85 | 155 | 99 | 185 | 155 | 155 | TEMP (Deg C.) |

numbers 92 and 93 in Figure 2) would be used to dilute the concentrated white liquor to normal strength before it entered the digester. Where some of the washer filtrate is bypassed around the digester, this stream would be the best source of material for diluting the concentrated white liquor, because the resulting changes in digester conditions would be minimal. At mills where none of the washer filtrate is bypassed around the digester, weak black liquor from the digester extraction flow would have to be used to dilute the white liquor; the higher solids concentration of the extraction liquor would result in more significant changes in digester conditions, particularly in the solids concentrations.

7) If the dissolved solids concentration of the liquor in the digester increased, for example, the solids concentration of the extraction liquor would increase to 19.3%, from 18.5%.

8) Because of the higher solids concentration, the residual effective alkali concentration at the bottom of the cooking zone would increase by about 0.8 g/L, as $Na_2O$ (indicated by the effective alkali concentration in the extraction flow).

9) To compensate for the 0.8 g/L increase in the effective alkali concentration at the bottom of the cooking zone, enough dilute black liquor would be recycled to reduce the effective alkali concentration at the top of the cooking zone by 0.8 g/L. The use of the recycle stream of dilute black liquor gives the flexibility to adjust the effective alkali concentration at the top of the digester; however, it would not influence the effective alkali concentration at the bottom of the cooking zone.

10) Due to the recycle of the dilute liquor, the sulphidity at the top of the digester would increase from 30.7% to 31.9%, but would remain unchanged at the bottom of the cooking zone at 65.5%.

11) The net downward flow rate of liquor in the continuous digester would increase by about 4% at the top and about 2% just above the extraction point in the cooking zone; however, there would be no change below the extraction point.

12) The ratio of organics to free inorganics in the liquor at the bottom of the cooking zone would increase from 4.98 to 6.94.

13) The total amount of black liquor solids entering the brownstock washing system would decrease by 0.5%. However, with the increase in the ratio of organics to inorganics, the amount of organic solids entering brownstock washing would increase by about 4.4%; to compensate for this, the washwater flow rate would be increased by essentially the same amount, 4.5%. The dilution factor would increase by 12.7%. This increase in washwater should be more than adequate to ensure that the loss of

black liquor solids in the pulp, as total solids, would not increase. For the mass balances, it was assumed that there would be no change in the liquor solids lost in the pulp. The organics include bound inorganics incorporated into the organics by the pulping reactions.

14) The dissolved solids concentration of the excess washer filtrate would decrease from 7.3% to 6.9% and the amount of excess filtrate bypass added to the weak black liquor from the digester extraction would be decreased by about 11%. However, with the proposed process, about 55% of the excess filtrate would be used to dilute the concentrated white liquor. As a result, the amount of excess filtrate bypass added to the weak black liquor from the digester extraction would be decreased by about 49%, with the proposed process.

15) Due to the use of half the excess washer filtrate to dilute the concentrated white liquor, the dissolved solids concentration of the weak black liquor entering the multiple-effect evaporator would increase from 15.4% to 17.9%. Evaporation requirements in the black liquor multiple-effect evaporator would be reduced by 25.5%. Considering this, and the slightly increased efficiency due to the small increase in the temperature of the feed liquor, steam requirements would be reduced by a total of 26.0%. The reduced evaporation requirements, and the increased concentration of dissolved solids in the feed liquor would be accomodated in the existing multiple-effect evaporator by a combination of lowering the inlet steam pressure and allowing the condensate to accumulate somewhat in most of the shells (i.e., partially flooding the shells) to reduce the effective heat transfer areas; this would not influence the steam economy.

16) Although the amount of NaOH in black liquor would remain essentially unchanged, the NaOH concentration, as a portion of the total black liquor solids, would increase by about 5% due to the decrease in total solids; this may reduce the viscosity of the liquor. The effect was not included in assessing the impact of the proposed process on liquor viscosity, as available information was not adequate to reliably quantify the effect.

17) The ratio of organics to free inorganics in the liquor in the multiple-effect evaporator would increase from 4.88 to 6.78.

18) The multiple-effect evaporator would concentrate black liquor to 49.7%, the same as the existing situation.

19) The amount of water evaporated in the black liquor oxidizer, the electrostatic precipitator and the cyclone evaporators would remain unchanged, in kg/ADUt*.

20) The solids concentration of the black liquor leaving the cyclone evaporators would remain unchanged at 63.0%.

21) Considering the lower solids content of the liquor, in terms of kg/ADUt, in conjunction with items 19 and 20 previously mentioned, the solids concentration of liquor in the black liquor oxidizer could be lowered slightly from 53.0% to 52.4%. The lower solids concentration would be helpful in moderating the expected viscosity increase due to the increased organic to inorganic ratio. The solids concentration at the black liquor oxidation system would be lowered by bypassing more weak black liquor around the multiple-effect evaporator.

22) The ratio of organics to free inorganics in the black liquor in the cyclone evaporators would increase from 3.23 to 3.78.

23) The amount of free inorganic solids in the liquor fired to the recovery boiler would be decreased by 16%, and the amount of organic solids would remain the same. The ash content of the solids would decrease from 49.7% to 47.7%.

24) The total amount of black liquor solids fired to the recovery boiler would decrease by 4.0%. The amount of water in the liquor fired to the boiler would decrease by 3.8%.

25) A 20% increase in chemical fume production in the recovery boiler was allowed for (the actual increase would probably be less than this).

26) There would be 12.5% less smelt from the recovery boiler.

27) The reduction efficiency, measured in green liquor, would be expected to increase from 92% to 96%.

28) Water input to the recausticizing system would be reduced by 17%, such that the green liquor TTA (total titratable alkali) concentration would increase to 130 g/L, as $Na_2O$, from the current 108.5 g/L.

29) The volume of green liquor would decrease by 24%.

30) Recycle of leachate from the belt filter would increase the liquor TTA concentration in the slaker to 142 g/L, as $Na_2O$.

31) For the current situation, the causticity of the white liquor leaving the white liquor clarifier is 82.2%, which is 8.3 percentage points below the estimated equilibrium causticity of 90.5%. For the proposed process, a causticity of 73% was used for the

---

* ADUt - air dry tonne of unbleached pulp, at the digester.

white liquor leaving the white liquor clarifier, which is 12.5 percentage points below the estimated equilibrium causticity of 85.5%. This provides a conservative estimate of the attainable causticity with the proposed process. The decreased causticity is not a concern, because unreacted $Na_2CO_3$ would be precipitated in the white liquor evaporator.

32) The lime mud feed going to lime mud washing (i.e., the product from the deliquoring filter) would have a suspended solids concentration of 47.3%, versus 33.7% for the existing situation (i.e., the white liquor clarifier underflow). Pumping the slurry would not be a problem because the cake from the deliquoring filter would fall into a repulper where it would be diluted with kiln scrubber underflow to a suspended solids concentration of 11.8%, before going to the lime mud washer.

33) The amount of dissolved sodium compounds in the lime mud going to lime mud washing would be reduced by 25%. The allowable water use in lime mud washing would be reduced by 20%.

34) The amount of lime mud fed to the kiln, and its moisture content would remain unchanged.

With the proposed process, the amount of water fed to the recovery boiler with the black liquor would be reduced by 40 kg/ADUt. It is interesting that the amount of water added to the liquor via the direct liquor heaters is about 60 kg/ADUt. If the direct heaters could be replaced with indirect heaters, essentially all of the recovery boiler temperature benefits of the proposed process would be obtained.

In examining the new equipment associated with the proposed process in Figure 2, the following points merit emphasis:

1) The white liquor concentration, as NaOH + $Na_2S$, would be increased in the white liquor evaporator from 13.2 wt% to 34.0 wt%, removing 69% of the water.

2) The steam economy in the four-effect white liquor evaporator would be 3.72 kg $H_2O$ evaporated per kg of steam applied. For comparison, the steam economy of the quintuple-effect black liquor evaporator would be 4.75.

3) Make-up NaOH would be added to the white liquor before evaporation to minimize the possibility of $Na_2S$ precipitation.

4) A value of 94% was used for the efficiency for separating the crystals of $Na_2CO_3$ and burkeite from the concentrated white liquor in the three-stage cyclone separation system.

5) The ratio of $Na_2CO_3$ to $Na_2SO_4$ in the solid phase at the end of the belt leaching filter could not be reduced below 2.0 kg/kg, because of equilibrium considerations.

6) Lime use in the secondary recausticizing system would be 4.2% of the kiln product.

7) The secondary causticizing system would operate at a low TTA concentration, 70.5 g/L as $Na_2O$, to enhance the recausticizing efficiency. White liquor leaving the secondary causticizing system would be expected to have a causticity of 90%.

8) The lime mud underflow from the pressure filter in the secondary causticizing system would be expected to have a suspended solids concentration of about wt. 40%.

9) There are heat effects associated with the dissolution of $Na_2CO_3$ and $Na_2SO_4$ on the belt leaching filter and in the cake dissolving tank. As a result, the temperatures of the leachate and the solution leaving the cake dissolving tank are somewhat higher than otherwise expected.

## 4 OVERVIEW OF ENERGY BALANCE

Hot water balances for the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill are summarized in Figures 6 and 7. Currently, energy requirements for preparing hot water for the bleach plant at Intercontinental Pulp Company Ltd. are quite high. However, a capital project is being initiated to address this situation. Figure 6 is the modified hot water balance that will apply after the project is implemented. The changes to the modified hot water balance that would result with the proposed process are shown in Figure 7. A comparison of Figures 6 and 7 shows that the proposed process would result in a small increase in energy usage to prepare hot water.

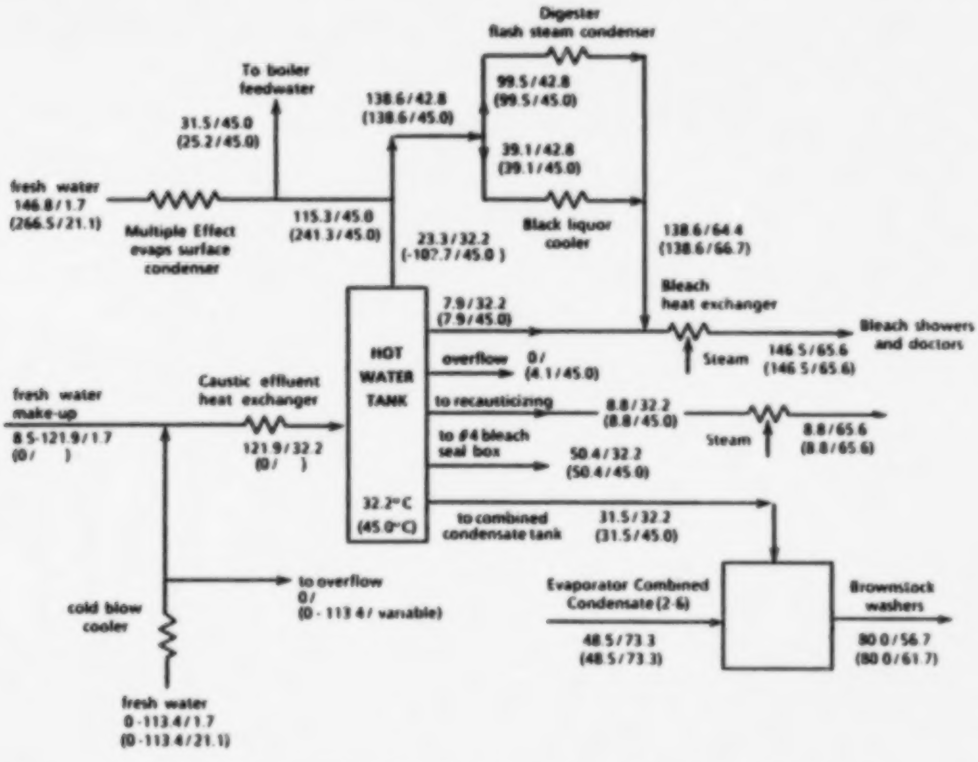



FIGURE 6 EXISTING SITUATION: MODIFIED HOT WATER BALANCE, Normal Winter, L/s·°C (Peak Summer, L/s·°C)

The overall results of the energy balances for the proposed process and the existing situation are summarized on a relative basis in Table 1. The proposed process would result in steam savings in some areas of the mill, particularly in the black liquor

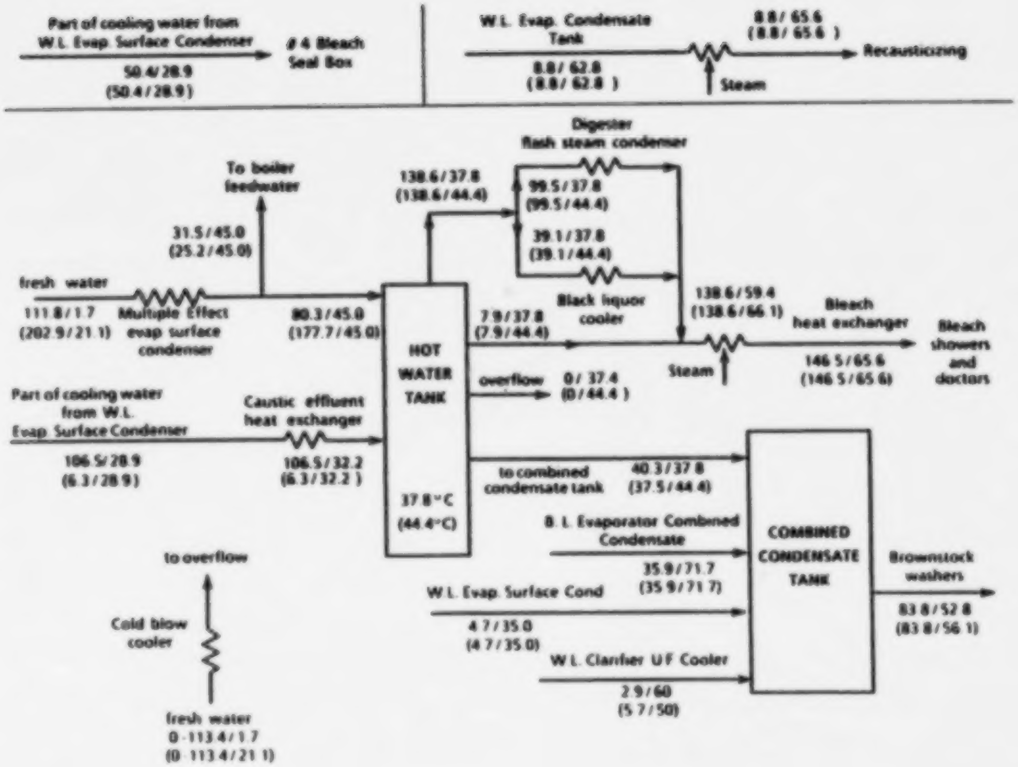



FIGURE 7 DEAD LOAD REDUCTION PROCESS HOT WATER BALANCE, Normal Winter, L/s·°C (Peak Summer, L/s·°C)

multiple-effect evaporator and in the recovery boiler. However, there would be some added steam requirements in other areas of the mill, particularly for white liquor evaporation. The net result is a slight increase in mill steam usage, about 0.337 GJ/ADUt in the winter and 0.186 GJ/ADUt in the summer.

There would be added energy usage in six areas with the proposed process, the main area being the additional steam use for the white liquor evaporator. The increased steam usage in the digester heaters would result from a combination of the need to heat the relatively cool excess filtrate bypass liquor used to dilute the concentrated white liquor, and the cooler white liquor, with the proposed process. In comparing the liquor stream going to the digester, stream number 71 in Figure 5 for the existing situation has a temperature of 90°C, while stream number 79 in Figure 4 for the proposed process has a temperature of 73°C. Due to this temperature difference, steam requirements in the

TABLE 1 CHANGE IN ENERGY USAGE (GJ/ADUt)

| Process Component | Proposed Process Compared to Existing Situation (GJ/ADUt) | |
|---|---|---|
| | Savings | Increase |
| 1. Green Liquor Heater and Slaker | 0.122 | |
| 2. Secondary Recausticizing Heater | | 0.007 |
| 3. White Liquor Evaporator | | |
| - 1st Effect | | 1.261 |
| - Jets | | 0.042 |
| 4. Digester Heaters | | 0.282 |
| 5. Digester Flash Steam to Steaming Vessel | 0.010 | |
| 6. Multiple-Effect Black Liquor Evaporator | 0.806 | |
| 7. Liquor Heater Before Electrostatic Precipitator | | 0.016 |
| 8. Direct Liquor Heaters Before Recovery Boiler | 0.005 | |
| 9. Recovery Boiler Soot Blowing | 0.230 | |
| 10. Extra Recovery Boiler Steam Generation | 0.270 | |
| 11. Smelt Shatter Steam | 0.020 | |
| 12. Bleach Plant Water Steam Heater | | |
| - Winter | | 0.331 |
| - Summer | | 0.082 |
| 13. Recausticizing Lime Mud Wash Water Steam Heater | | |
| - Winter | 0.139 | |
| - Summer | 0.041 | |
| TOTAL | | |
| - Winter | 1.602 | 1.939 |
| - Summer | 1.504 | 1.690 |
| NET CHANGE | | |
| - Winter | | 0.337 |
| - Summer | | 0.186 |

digester heaters would increase by 18% with the proposed process. The need to use steam in the green liquor heater and slaker would be eliminated, because at the higher liquor concentration relative to the existing situation, the liquor would be hot enough. Steam savings of 26% in the black liquor multiple-effect evaporator would be provided, because of the increased weak black liquor solids concentration, resulting from the use of excess filtrate bypass to dilute the concentrated white liquor. In effect, with the proposed process, part of the evaporation currently done in the black liquor multiple-effect evaporator would be transferred to the white liquor evaporator. Every effort was made to maximize the steam economy of the white liquor evaporator. It is doubtful that it would be technically feasible to obtain an economy much higher than 3.72 kg $H_2O$ evaporated per kg of steam. Since this is lower than the steam economy for the black liquor evaporator, 4.73 at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill, a partial shift in evaporation from black liquor to white liquor inherently means an increase in total steam consumption for liquor evaporation. This increase was moderated with the proposed process by decreasing the water input to the recausticizing system such that the unevaporated white liquor would have a higher TTA concentration.

The proposed process would provide some energy savings in the recovery boiler operation due to a decreased need for sootblowing with reduced deposit formation and a small reduction in steam needs for smelt shattering due to the reduced quantity of smelt. There would also be extra steam generated in the recovery boiler due to the reduced quantity of water in the black liquor feed and the reduced sensible heat loss with the smelt; this extra steam would reduced fuel requirements in the power boiler.

The decrease in sootblowing steam was predicted on the basis that there would be a reduction in the rate of deposit formation in problem areas such as the screen tubes, superheater, and the first part of the boiler bank, where deposits tend to be tenacious and difficult to remove via sootblowing. There would also be less tendency to have sticky deposits in the latter part of the economizer because the potential for bisulphate formation would be reduced. With the expected increased fume production (up to 20% more), there might be an increase in the rate of deposit formation in the latter part of the boiler bank and the economizer, but deposits in these regions are normally easy to remove by sootblowing; therefore, steam usage for sootblowing in these areas would not necessarily increase. Because of improvements in the most difficult areas, there would be a reduction in sootblowing steam requirements.

Consideration was given to possibly reducing the net energy requirements for the proposed process by integrating the white liquor evaporator with the multiple-effect

black liquor evaporator or with flash steam from the digester. It was found that it would not be technically possible to integrate the white liquor and black liquor evaporator, for several critical reasons. It would be technically feasible to use digester flash steam as a partial steam source for the white liquor evaporator but it would have to be added to the second effect, rather than the first, due to its pressure. As shown in Figures 6 and 7, the digester flash steam condenser is an important part in the hot water supply system at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill, because it is a high-grade heat source. If digester flash steam were used in the white liquor evaporator, there would be essentially an identical increment in the amount of fresh steam needed to heat washwater for the bleach plant. Considering the inefficient use of the digester flash steam in the white liquor evaporator, there would actually be a net increase in mill steam consumption at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill. Due to the distance between the digester and the white liquor evaporator, some new equipment would also be involved in using digester flash steam as a partial steam source for the white liquor evaporator. Considering the added process complexity, the cost for the extra equipment and the lack of savings incentive, there was no justification for integrating digester flash steam with white liquor evaporation at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill. The conclusion that there is no incentive to integrate digester flash steam with the white liquor evaporator would apply generally to mills where the digester flash steam condenser is an important component of the mill hot water balance. However, the integration may be attractive for mills producing unbleached kraft pulp or for bleached kraft mills that prepare hot water from recovery boiler flue gas in a scrubber.

The energy balance for the proposed process would be extremely mill specific, due to varying hot water usage in the bleach plant. At mills with a high water usage in the bleach plant, the proposed process could provide a slight decrease in mill steam usage. On the other hand, at mills producing unbleached pulp or a bleached kraft mill having a recovery boiler flue gas scrubber that prepares hot water, the proposed process may increase mill steam usage to a greater extent that indicated for Intercontinental Pulp Company Ltd.

# 5 BENEFITS AND DISADVANTAGES OF THE PROPOSED PROCESS

## 5.1 Advantages

The main benefit of the proposed process is the potential to increase the pulp producing capacity of a recovery-limited mill. This could be accomplished without a lengthy mill shutdown, as with major recovery boiler modifications. The secondary benefits are reduced atmospheric emissions, reduced operational problems due to deposit formations at various points in the process, and slightly improved digester conditions. The benefits are discussed with specific reference to the kraft mill of Intercontinental Pulp Company Ltd. at Prince George, B.C.

5.1.1 **Increased Pulp Producing Capacity.** The proposed process would increase the capacity (in equivalent pulp production) of the recovery boiler and the multiple-effect black liquor evaporator. It would also contribute to a capacity increase for the liquor cycle in an indirect way by increasing the equivalent hours of storage for various process liquors.

The increase in recovery boiler capacity is the key benefit of the proposed process. This benefit would apply to recovery boilers limited by the rate of deposit formation on the pendent heat transfer surfaces of the boiler. Deposit formation in the problem areas such as the screen tubes, superheater, first part of the boiler bank and the later part of the economizer would be reduced. Factors contributing to the reduction in deposit formation are a decrease in the amount of inorganic ash particles entrained in the furnace exit gas, the reduction in the potential for formation of melting-point-depressant bisulphates in the economizer, and a lower furnace exit gas temperature.

The expected increase in the allowable organics firing rate in the recovery boiler cannot be accurately defined, but there is a reasonable technical basis for predicting a 7% increase for the B&W-type boiler at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill, Prince George, B.C. This prediction is supported by the amount of inorganic ash entrained in the furnace exit gas which should be reduced by about 10%, mainly due to the 7.5% reduction in the inorganic ash content (in kg/ADUt) of the liquor. It is expected that the organic load could be increased by about 7% before the amount of entrained inorganic ash returned to the current situation. The dead load reduction process is expected to reduce the furnace exit gas temperature by 17°C. This would permit a 8.5% increase in the furnace heat load before the furnace exit gas temperature returned to the current situation. With the proposed process, there would be a 1.1% increase in the furnace heat

load due to reduced heat requirements for evaporation of water from the liquor and reduced sensible heat loss in the smelt. Considering the foregoing, it should be possible to increase the organics load by 7.4% before the furnace exit gas temperature returned to its current level. Therefore, a 7% increase in organic loading per ADUt appears to be well supported.

The capacity of the existing multiple-effect black liquor evaporator would increase by about 25% with the process, due to reduced evaporation requirements resulting from the use of recycled black liquor to dilute the concentrated white liquor to normal strength.

If black liquor viscosity problems could be circumvented, the proposed process would also provide for a capacity increase of up to 10% in the direct contact evaporators. Adequate information is not available concerning liquor viscosity, so the mass balances for the process were not based on taking advantage of this capacity increase to save some energy.

The proposed process would increase the equivalent storage time for various process liquors due to increased liquor strengths and two new storage tanks. The increases are shown in Table 2.

TABLE 2 INCREMENTAL LIQUOR STORAGE WITH PROPOSED PROCESS

| | Increased Storage | |
|---|---|---|
| Tanks | % | Hours |
| Green Liquor | 30 | 2.5 |
| Weak Wash | 25 | 2.5 |
| Unevaporated White Liquor | 60 | 8 |
| Concentrated White Liquor | New | 12 |
| Weak Black Liquor | 25 | 4 |
| Filtered Weak Black Liquor | 25 | 1 |
| Oxidized Weak Black Liquor | 5 | 0.4 |
| Strong Black Liquor | 5 | 1.2 |

The increased storage time available would provide more flexibility for both unscheduled and scheduled maintenance. This should translate into a small increase in production due to more annual operating hours on production limiting equipment.

The proposed process would not reduce the dead load on the lime kiln, so the capacity of the kiln would not be affected. Similarly, the digester capacity would not be affected.

**5.1.2 Reduced Atmospheric Emissions.** The proposed process would increase the temperature in the lower region of the recovery furnace by about 20°C to 25°C. Higher temperatures reduce the formation of TRS, $SO_2$ and $SO_3$. The decrease cannot be reliably predicted, but could be as much as 50%. Also, with a tendency for a 10% reduction in the amount of entrained inorganic ash particles in the furnace exit gas, the total amount of combustion air could be increased, mainly as tertiary air, to convert TRS to $SO_2$; however, this could not be done if the organics firing rate were to be increased to increase pulp production.

The volume of off-gas from the smelt dissolving tank would be reduced due to changes in the dissolving tank heat balance and reduced air infiltration. The decrease cannot be reliably predicted but is expected to be about 50%, based on some tentative calculations. This should reduce particulate emissions from the smelt dissolving tank.

There would be no change in atmospheric emissions from the lime kiln.

**5.1.3 Reduced Deposit Formation.** Scale deposits in digester heaters normally consist of $CaCO_3$. The chips provide the main source of calcium for these deposits, but some calcium comes with the white liquor. The proposed process, with a white liquor polisher, would reduce the amount of particulate $CaCO_3$ and particulate $Ca(OH)_2/CaO$ in white liquor. Mill experience with white liquor filters and polishers indicates that a reduction in the amount of particulate calcium reduces the frequency of digester heater cleaning; however, the boil-out frequency for evaporators is not affected. Based on this experience, the proposed process would probably reduce the cleaning frequency for the digester heaters, although not significantly. Digester heater deposits are not presently a significant problem for the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill.

Deposits formed on extraction screens of continuous digesters are mainly organic in nature. They originate from lignin, probably by initial precipitation due to a low residual alkali concentration or a high calcium concentration, followed by slow insolubilization by lignin condensation reactions. The cleaner white liquor with the proposed process may reduce the rate of formation of these deposits, but probably not significantly. Digester screen deposits are not presently a significant problem for the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill, although they may create problems at other mills.

Due to the complexity of scale formation in black liquor evaporators, it is not possible to predict the expected reduction in evaporator boil-out frequency. In most cases, where $Na_2CO_3$-$Na_2SO_4$ deposition is typical, the boil-out frequency would be reduced. In situations where $CaCO_3$ is the predominant component of the deposit, the required boil-out frequency would probably not decrease, and may even increase. Deposit formation in the black liquor multiple-effect evaporator is not a significant problem at Intercontinental Pulp Company Ltd.

It appears that pitch deposits are formed by the chemical adsorption of fatty acid soaps on calcium carbonate particles that have been predeposited on a surface. The proposed process would reduce the amount of $CaCO_3$ entering the digester and brown stock washing system via the white liquor. However, $CaCO_3$ formed in the digester is from the calcium in the wood. For a continuous digester, about 90% of the $CaCO_3$ entering the brown stock system would come from the wood; the corresponding figure for a batch digester system would be about 65%. This suggests that reduced input of $CaCO_3$ via white liquor would have little impact on pitch formation. However, mill experience seems to indicate that mills practicing white liquor polishing have less problems with pitch formation. Based on mill experience, the proposed process may reduce pitch formation in brownstock washing and screening systems.

5.1.4 **Improved Digester Conditions.** The slightly higher sulphidity in the first part of the cooking zone of the continuous digester, resulting from the recycle of some dilute black liquor, would be a beneficial factor, tending to improve pulp yield and pulp strength. Corrosion, however, may increase at higher sulphidities. Generally, the impact of the slightly higher sulphidity would not be significant.

The recycle of dilute black liquor would increase volumetric flow rates in the digester slightly. This would help to avoid chip hangups.

## 5.2 Disadvantages of the Proposed Process

The main disadvantage of the proposed process is its scope. A substantial amount of new equipment would be required and some minor modifications would have to be made to existing equipment. The process conditions would be altered in almost every part of the liquor cycle. Also, the process engineering considerations are relatively complicated by today's mill standards.

Increased temperatures in the lower furnace of the recovery boiler would result in an increase of fume formation. The increase cannot be reliably predicted, but would probably be in the range 5 to 20%. Consequently, the load on the electrostatic

precipitator would increase and atmospheric particulate emission would probably increase if the precipitator efficiency was marginal. It may be possible to moderate the increase in fume production by making conditions in the reducing zone of the furnace slightly more oxidizing, but available information is not adequate to make a reliable assessment. More-oxidizing conditions would not necessarily jeopardize the reduction efficiency, considering the increased temperatures in the lower furnace.

The viscosity of the black liquor would increase due to the increased organic/inorganic ratio. Reliable data are not available to quantify the viscosity effect. Consideration of related information, however, indicated that the increased viscosity should not be a significant constraint.

Cooling of the white liquor in conjunction with the deliquoring filter on the white liquor clarifier underflow may result in pirssonite deposits in the heat exchanger. This would have to be investigated in the laboratory, and addressed at the detailed design stage, if necessary.

While there is related technology to support the concept of a deliquoring filter on the white liquor clarifier underflow, such filters have never been used in this service in the pulp and paper industry.

While the added equipment and the scope of the proposed process would complicate a start-up, there are no obvious factors that would cause prohibitive problems. Complications could be reduced to some extent by bringing most of the aspects of the proposed process on line after the rest of the mill was operating satisfactorily. Although the added equipment of the proposed process would add to operations concerns, there are no obvious factors that would lead to prohibitive operating problems.

# 6 IMPACT ON WHITE LIQUOR USAGE AND KILN DEAD LOAD

## 6.1 White Liquor Usage

With the proposed process, there is the potential to reduce white liquor application by up to 2 to 3%, based on kg of active alkali per ADUt, due to the higher effective alkali concentrations in the lower part of the cooking zone and the increased sulphidity in the top of the digester. This is of interest from the perspective of lime kiln capacity, and a further increment to recovery boiler capacity. The higher concentrations of organics in the cooking liquor, however, may have adverse effects on pulping performance that would preclude a reduction in white liquor application. Furthermore, if white liquor usage were reduced by more than 1%, the NaOH concentration of black liquor would fall below the current situation and there may be an unacceptable increase in liquor viscosity. Available information was not adequate to make a reliable decision. To be conservative, it was assumed for the feasibility study that there would not be a reduction in white liquor usage.

## 6.2 Kiln Dead Load

Generally, the proposed process offers the potential to reduce the dead load on the lime kiln because overliming to achieve a high causticity would no longer be required, so the lime mud feed to the kiln would contain little unreacted $Ca(OH)_2$. However, continuous overliming is not practised at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill, and the lime mud normally contains little $Ca(OH)_2$, so there is little potential to reduce the dead load on the lime kiln in this way.

With the proposed process, the removal efficiency for dregs in the green liquor clarifier should improve, thereby reducing the concentrations of magnesium, manganese, aluminum and iron in the lime mud. The required information is not available to quantify this effect, but it is doubtful that CaO content of the kiln product would increase by more than 0.5%. The cyclonic separator on the effluent neutralization bleed from the lime kiln scrubber underflow would tend to selectively bleed inerts from the lime cycle, but again the impact would not be dramatic. The slightly increased $Na_2SO_4$ concentrations in the recausticizing system would slightly increase the $CaSO_4$ content of the lime mud fed to the kiln, but this factor is not considered to be of much consequence. Generally, it is doubtful that there would be much change in the dead load on the lime kiln with the proposed process, except at mills where overliming is typical.

# 7 ECONOMICS OF PROPOSED PROCESS

## 7.1 Benefits

**7.1.1 Increased Pulp Production.** The average production of finished pulp at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill is 645 ADt per day. The proposed process should increase the capacity of the recovery boiler for burning organics by about 7%. If there were no other significant equipment constraints in the mill, this would permit an increase in daily production of 45 ADt per day. Equipment constraints are presently not well defined, so the economics of the proposed process cannot properly reflect such possible constraints. Nonetheless, an appreciation is provided here for the economic viability of the proposed process for two cases: the most optimistic situation and a less optimistic situation.

At most mills in the interior of British Columbia, the incremental profit on pulp in recent years has been about $300/ADt. Mills on the B.C. coast and in eastern Canada have typically experienced incremental profits in the range of $200 to $250 per ADt. While this describes the situation in general, it must be recognized that the incremental profit is sensitive to economic conditions and is mill specific. An incremental profit of $300/ADt was used for the most optimistic situation, and a value of $250/ADt was used for a less optimistic situation.

**7.1.2 Increased Operating Time.** The annual operating target at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill is 8160 hours, or 340 days. However, considering all the factors influencing whether or not the mill is in operation, experience in British Columbia in the pulp and paper industry for the past ten years has been closer to 300 days operation per year. An annual operating time of 340 days was used for the most optimistic situation, while 300 days was used for a less optimistic situation. With the increased storage time available, it is expected that the annual operating hours would increase. Also, with the proposed process, there would be less problems with process deposits (*i.e.*, scale in digester heaters and the black liquor evaporators, and pitch in the brownstock system) which would help to further increase the annual operating time of the associated equipment.

The increase in annual operating time, due to the increased storage time and reduced deposit formation problems, is difficult to predict. For the most optimistic situation, it was assumed that the increase would be about 1%, equivalent to

approximately three days per year. For the less optimistic situation, it was assumed that there would be no increase.

### 7.2 Operating Costs

Absolute maintenance costs are difficult to estimate with any degree of reliability, but there are no obvious significant maintenance problems with the proposed process. For the most optimistic situation, an allowance of $500 000 per year was used, representing about 3% of the total capital cost of $16 000 000. For the less optimistic situation, an allowance of $1 000 000 was used.

One new shift position, consisting of a total of five extra operators, would be needed, four regular operators, and one for relief for annual vacation, sickness and training. An annual salary cost of $50 000 per operator was used; this includes an allowance for fringe benefits and administration overhead.

There would be a total connected electrical capacity of about 710 kW of installed with the proposed process. On average, motors draw about 65% of the installed capacity, so the actual electrical consumption would be about 460 kW. Typically in a normal mill, about 900 kW of electrical energy is required to pump white, black and recausticizing liquors. With the proposed process, the volumes of liquors in black liquor evaporation and recausticizing would be reduced. The associated impact on electrical consumption has not been estimated precisely, but a reasonable assumption would be a 10% reduction in electrical requirements (i.e., 90 kW). The net impact of the proposed process on mill electrical consumption would be an increase of about 370 kW. For the current cost of electrical energy at the Intercontinental Pulp Company Ltd., 3.2 ¢/kWh, the annual increment in cost for electrical energy would be $98 000.

The value of incremental steam costs and savings at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill is based on power boiler operation. Normally, the boiler is fired with a mixture of hog fuel and natural gas. However, for approximately 20% of the time, only natural gas is fired, to burn the bed on the grate down. The late-1984 incremental steam cost when firing natural gas alone was $10.10/t steam, based on 2.67 MJ added per kg. For combined firing of hog fuel and natural gas, the incremental steam cost is estimated to be $5.05/t. Considering this, the average incremental steam cost is $6.10/t. During the summer, the power boiler steam generation requirements are less than the minimum load requirements; in this situation, energy savings or small increases in steam use do not translate into a change in fuel costs. Therefore, at the Intercontinental Pulp Company

Ltd. mill, process energy savings or small increases in steam usage have value for the winter only, approximately 6 months of the year.

Based on information in Table 1, and a winter incremental steam energy cost of $6.10/t of steam, or $1.90/GJ, the proposed process would result in an increase in winter steam energy cost of $0.63 per ADUt. During the summer, the small increase in steam requirements with the proposed process would have no cost.

**7.3 Capital Cost**

The capital cost for implementing the proposed process at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill would be about $16 000 000, as summarized in Table 3.

TABLE 3 CAPITAL COST SUMMARY

| | |
|---|---|
| Structures | $ 2 078 000 |
| Equipment | 9 652 000 |
| Total Direct Cost | $11 730 000 |
| Owners Overhead | $ 700 000 |
| Engineering - Design Development | 200 000 |
| - Detailed Design | 1 100 000 |
| Contingency | 2 270 000 |
| Total Plant Capital | $16 000 000 |

The proposed process would increase the capacity of the existing recovery boiler by about 7%, and would also provide a capacity increase of about 25% in the black liquor multiple-effect evaporator. For the most optimistic situation, it was assumed that no other capital would be required for other parts of the mill, to enjoy 7% more production. However, at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill and at other mills as well, additional capital would be required to accommodate a 7% production increase throughout the mill. Depending on the circumstances at a specific mill, the additional capital cost might be in the range of $2 000 000 to $15 000 000. The economic assessment for the less optimistic situation at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill includes a capital allowance of $11 000 000 for the rest of the mill; this allowance is appproximate and not based on a detailed consideration. Any detailed economic assessment would have to include an allowance for lost production associated with the downtime to make the

modifications to address the capacity limitations in other parts of the mill; this factor, which can be substantial, was not included here.

The economics are summarized in Tables 4 and 5, indicating a gross pay-back time of 3.7 years for the most optimistic situation, and 13.8 years for the less optimistic situation.

TABLE 4 ECONOMIC SUMMARY FOR THE MOST OPTIMISTIC SITUATION

| | $/year |
|---|---|
| BENEFITS | |
| 1. Incremental Profit on Extra Pulp | |
| a. 7% increase in recovery boiler capacity | |
| 45 ADt/d x $300/ADt x 340 d/y | $ 4 590 000 |
| b. 1% increase in mill operating time | |
| 645 ADt/d x 1.07 x $300/ADt x 3 d/y | 620 000 |
| Incremental Benefits | $ 5 210 000 |
| OPERATING COSTS | |
| 1. Maintenance | $ 500 000 |
| 2. Manpower | |
| 5 x $50 000 | 250 000 |
| 3. Electrical Energy | |
| 370 kW x 24 h/d x 3.2¢/kWh x 343 d/y | 98 000 |
| 4. Steam | |
| $0.63/ADUt x 710 ADUt/d x 1.07 x 172 d/y | 82 000 |
| Incremental Costs | $ 930 000 |
| CAPITAL COST | $16 000 000* |

$$\text{GROSS PAY-BACK TIME} = \frac{16\ 000\ 000}{4\ 280\ 000} = 3.7 \text{ years**}$$

* does not reflect possible capacity limitations in other mill equipment besides the recovery boiler and black liquor multiple-effect evaporator

** does not include income tax considerations

TABLE 5 ECONOMIC SUMMARY FOR A LESS OPTIMISTIC SITUATION

| | $/year |
|---|---|
| BENEFITS | |
| 1. Incremental Profit on Extra Pulp | |
| a. 7% increase in recovery boiler capacity | |
| 45 ADt/d x $250/ADt x 300 d/y | $ 3 375 000 |
| Incremental Benefits | $ 3 375 000 |
| OPERATING COSTS | |
| 1. Maintenance | $ 1 000 000 |
| 2. Manpower | |
| 5 x $50 000 | 250 000 |
| 3. Electrical Energy | |
| 370 kW x 24 h/d x 3.2¢/kWh x 300 d/y | 85 000 |
| 4. Steam | |
| $0.63/ADUt x 710 ADUt/d x 1.07 x 170 d/y | 81 000 |
| Incremental Costs | $ 1 416 000 |
| CAPITAL COST | |
| $16 000 000 + $11 000 000 | $27 000 000 |

$$\text{GROSS PAY-BACK TIME} = \frac{27\ 000\ 000}{1\ 959\ 000} = 13.8 \text{ years*}$$

* does not include tax considerations

# 8 DISCUSSION OF PROPOSED PROCESS

## 8.1 Feasibility

Based on the findings of this feasibility study and reported experience with white liquor evaporation at the Thunder Bay mill of Great Lakes Forest Products Limited, the proposed process appears to be technically feasible. The process design seems to be realistic and there are no obvious factors that would result in prohibitive operating problems. While the mass and energy balances received considerable time and attention, the results should not be viewed as the last refinement; there is still probably scope for some small improvements in process effectiveness. Similarly, further consideration and the development of missing information may point to necessary changes that could reduce the effectiveness of the proposed process.

The main economic benefit of the proposed process stems from increased recovery boiler capacity. Since little experimental mill data were available, the impact of the proposed process on recovery boiler capacity had to be estimated, based on logical consideration of calculations and related scientific information. The predictions are considered to be realistic, but it must be recognized that they are speculative. Some appreciation for the impact of dead load reduction on the recovery boiler could be gained by mill experiments involving addition of the electrostatic precipitator catch from one recovery boiler to the liquor feed on another boiler, at a mill having two or more boilers. Also, the benefits could be partially investigated by monitoring the impact of improvements in causticizing efficiency, obtained by such means as overliming, lime mud recycle, and partial countercurrent flow. However, the only clear method of establishing the recovery boiler benefits of the proposed process is to evaluate the proposed process on full scale. Until this is done, there will be some uncertainty in the quantification of the recovery boiler benefits. In this regard, modifications to the manner in which white liquor evaporation is practiced at the Great Lakes Forest Products Limited Thunder Bay mill, would be most illuminating.

The apparent economics, while not outstanding, are reasonably attractive. It must be recognized, however, that the pay-back time is almost entirely dependent on the incremental profit on extra pulp production and the installed capital cost. The pay-back time would be very mill-specific. The feasibility study capital cost estimate is considered to be realistic. During subsequent detailed design, opportunities may be identified for capital cost reduction; similarly, unforeseen factors may result in an increase in the

capital cost. Granted, the scope and complexity of the proposed process are significant disadvantages, but they are not considered to be prohibitive, in view of the significant potential benefits.

## 8.2 Process Simplification

One obvious simplification of the proposed process would be to operate with a normal green liquor strength of 110 g/L, instead of the proposed 130 g/L TTA, as $Na_2O$, and eliminate the belt filter leacher. All the material precipitated during white liquor evaporation would go directly to the secondary recausticizing system. The advantage of the simplification is that there would be no need for a polishing filter on the white liquor clarifier overflow, or a deliquoring filter on the white liquor clarifier underflow.

However, the white liquor evaporator would have to evaporate about 25% more water; its steam consumption would increase by 25% and its capital cost would increase by about 15%. The load on the secondary recausticizing system would increase by a factor of about 4; this would be of little consequence because the present design of the secondary recausticizing system provides for considerable excess capacity from minimum standard equipment sizes which are larger than actually required for the proposed process.

The net change in the total installed capital cost with the simplification would probably be a reduction of about $1 000 000. There would be little change in the amount of $Na_2CO_3$ in the white liquor entering the digester, so the benefits to the recovery boiler would remain unchanged. The only significant disadvantage of the simplification would be increased steam usage in the white liquor and black liquor evaporators, equivalent to about 0.500 GJ/ADUt in total. For an incremental steam cost equivalent to $1.90/GJ, this translates to about $230 000 per year. If the incremental energy cost applied only during the winter, the cost would be about $120 000 per year.

Without a polishing filter, there may be problems with pirssonite deposits in the white liquor evaporator. Also, the minor reduction in the formation of pitch deposits, plus the reduction in deposit formation in the digester heater, could not be expected, as these benefits would result directly from the polishing filter. Considering the incremental economics, process simplification would merit detailed assessment if white liquor evaporation were being considered as a means of dead load reduction.

## 8.3 Most Attractive Mill Situations For Application

The proposed process should be of most interest at kraft mills that are clearly limited by the capacity of the recovery boiler to incinerate black liquor. Furthermore, the recovery boiler would be limited by fireside deposit formation, and not by the recirculation rate. Under this condition, the proposed process offers a potential increase in the capacity to incinerate black liquor. For the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill, the increase was estimated to be about 7%. However, at the other mills, the increase could be higher, because of two factors. The first factor is that the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill is currently quite efficient with respect to the black liquor dead load, in the context of existing technology. The second factor is that for CE-type boilers, there would probably be a larger increase in the allowable organics firing rate for a given decrease in dead load, than would be the case for B&W-type boilers such as those operated by the Intercontinental Pulp Company Ltd. With a CE-type boiler, the temperature improvements would be somewhat greater than for a B&W type boiler. For coastal mills having a high concentration of NaCl in the liquor cycle, the proposed process could be extended to incorporate NaCl removal, thereby adding to the increase in recovery boiler capacity.

The proposed process also has the significant advantage that the capacity of the multiple-effect black liquor evaporator would be increased by 25%, and the boil-out frequency reduced. Where consideration is being given to additional black liquor evaporation capacity, it may be more appropriate to install white liquor evaporation.

In the past, limitations in recovery boiler capacity were rectified by installing new recovery boilers. In the future this remedy will probably be less common due to the almost prohibitive capital cost of new recovery boilers. The capital cost for the proposed process per incremental ton per day of capacity created is about 2.5 times higher than for a new recovery boiler and new black liquor evaporation system, but the minimum amount of capital needed for a new recovery boiler system is at least $30 000 000, substantially more than for the proposed process. A smaller quantity of capital may be easier to obtain.

Incremental capacity increases of 5 to 20% can sometimes be obtained for existing recovery boilers by changes to the air delivery system, particularly for CE-type recovery boilers. The capital cost to rebuild the recovery boiler air systems is significant and there is a considerable loss of production while the modifications are made. In this regard, the proposed process has the advantage that it could be installed with little or no

extraordinary production outage. The proposed process could also be taken off line to solve development and design problems while the mill continued to produce pulp in the normal manner.

### 8.4 Application at Great Lakes Forest Products Limited

The Great Lakes Forest Products Limited mill in Thunder Bay already has a white liquor evaporation system, which is responsible for most of the capital cost for the proposed process. Elements of the proposed process could be implemented at that mill with relatively little capital. For example, by installing a belt leaching filter and/or a secondary recausticizing system, the dead load of $Na_2CO_3$ in black liquor could be reduced, thereby increasing recovery boiler capacity at that mill. Also, it would be appropriate to consider increasing the green liquor strength to reduce energy requirements for white liquor evaporation. Increasing the green liquor TTA concentration from 110 to 135 g/L as $Na_2O$ would reduce the steam requirements for white liquor evaporation by about 20%.

# 9 OTHER OPPORTUNITIES FOR DEAD LOAD REDUCTION

Irrespective of the proposed process, which would reduce the dead load of $Na_2CO_3$, there are other opportunities for reducing the dead load of both $Na_2CO_3$ and $Na_2SO_4$.

## 9.1 $Na_2CO_3$ Dead Load

For liquor strengths typical in North American mills, about 110 g/L TTA as $Na_2O$, the equilibrium causticity is about 91%. However, causticities of about 78-82% are achieved in practice. Therefore, if the equilibrium causticity could be achieved, the dead load could be reduced by about 50%, achieving 60% of the benefits of the proposed process.

9.1.1 **Overliming.** Higher causticities can be obtained by increasing the lime dosage, which invariably results in settling problems in the white liquor clarifier. At many mills, the lime kiln is operated at or near its capacity, and the extra dead load of residual $Ca(OH)_2$ resulting from overliming can not be accommodated.

The settling problem could possibly be solved by adding a polishing filter on the clarifier overflow and a deliquoring filter on the clarifier underflow. The total installed capital cost for these two pieces of equipment would be approximately $1 000 000.

The settling problems associated with increased lime dosages have traditionally been associated with the free $Ca(OH)_2$ in the lime mud. This may not be the case. Tests at Intercontinental Pulp Company Ltd. indicate that the settling rate after the first causticizer, where there is free $Ca(OH)_2$, is only slightly slower than the settling rate after the fourth causticizer, where there is less free $Ca(OH)_2$. Also recent laboratory experimental work by Dorris (1984) on bypassing some of the green liquor around the slaker indicates that as the ratio of lime to liquor in the slaker increases, the surface area of the lime increases due to localized phenomena in the slaker; increased surface area leads to higher reactivity and reduced settling rates for the lime mud. Considering this information, the reduced settling rate observed when lime dosage is increased may actually be due to the increased ratio of lime to liquor during slaking and not the increased free $Ca(OH)_2$ content of the lime mud. If this is the case, it may be possible to circumvent the settling rate restraint by recycling white liquor to the slaker when applying extra lime, to control the lime to liquor ratio at a point where the settling rate of the lime mud was adequate.

**9.1.2 Recycling Lime Mud in Recausticizing.** Except for the early stages, the rate of the recausticizing reaction appears to be controlled by the rate that carbonate diffuses into, and hydroxide diffuses out of the $Ca(OH)_2/CaCO_3$ particles. From this perspective the residence time of the particles in the causticizers is much more important than the residence time of the liquid. Considering this, it would be appropriate to recycle the particles to increase their residence time in the causticizers. This could possibly be accomplished using a cyclonic separator on the overflow from a given causticizer, to separate a portion of the solids for recycle. A high separation efficiency would not be needed. Cyclonic separators would have the inherent advantage in that they would tend to remove larger particles for recycle, while smaller particles, that present less of a diffusion limitation, would pass on with the liquor. Cyclonic separators have been applied in isolated situations in recausticizing systems in the past, but not to facilitate lime mud recycle.

Under typical mill conditions, the solids concentration in the causticizers is about 10 wt%. It is doubtful that the solids concentration could be increased to more than 20 wt% without causing flow problems. The residence time of the particles, therefore, could at best be doubled.

In addition to increased residence for the particles, lime mud recycle has the benefit that the recycled particles would re-experience high driving forces for diffusion. Considering this and the increased residence time, lime mud recycle might add 2 to 5 percentage points to the achievable white liquor causticity, for a given lime mud settling rate.

A causticity increase of 2 to 3% might be expected with lime mud recycle, providing about 20% of the benefits of the proposed process. The capital cost for lime mud recycle would probably be about to $200 000; compared to the proposed process, 20% of the benefits might be obtained for about 1% of the capital cost. The pay-back time for lime mud recycle would probably be about 3 months, based on the optimistic economic conditions.

**9.1.3 Countercurrent Flow of Liquor and Solids in Recausticizing.** Since the recausticizing reaction is mainly diffusion limited, it would be theoretically preferable to have the solids flow countercurrent to the liquor through the causticizers. With the conventional concurrent flow, when lime is readily available in the slaker, the driving force for diffusion of carbonate and hydroxide is high; however, in the last causticizers, where lime availability is restricted, the diffusion driving forces are low. With

countercurrent flow, the situation would be more favourable; where the diffusion driving forces were low, lime accessibility in the particles would be high, and where lime accessibility in the particles was low, the driving forces for diffusion would be high. Full countercurrent flow would not be necessary; it is expected that partial countercurrent flow would be adequate.

With partial countercurrent flow, it would not be surprising if something approaching equilibrium causticity (e.g., 88 to 90%) could be achieved in an existing causticizing system. This expectation is supported by the experience with two-stage recausticizing, used by some mills in the 1950's (Gillespie, 1953). By achieving equilibrium causticity, 50% of the benefits of the proposed process could be obtained. The capital cost for implementing partial countercurrent flow would probably be about $1 000 000 to $1 500 000, compared to the proposed process, half the benefits could be obtained for less than one-tenth the capital cost. The probable pay-back time for partial countercurrent flow would be about 6 months, based on the optimistic economic conditions.

Once equilibrium causticity is obtained via partial countercurrent flow, other measures directed at improving the recausticizing efficiency, like overliming and lime mud recycle, would have no potential and would become redundant.

**9.1.4 Dilution of Green Liquor.** Ahlstrom-Rosenblad Heat Engineering hold a patent on a dead load reduction process that involves causticizing at a lower than normal liquor strength (85 g/L TTA, as $Na_2O$), to take advantage of increased equilibrium causticity at lower liquor strength (Ryham, 1982). After separating the lime mud from the liquor, the dilute liquor would be evaporated to a normal strength of about 115 g/L TTA. At 85 g/L TTA, the equilibrium causticity would be about 96%. In the Rhyham patent (1982), it is claimed that equilibrium causticity could be achieved. If this were the case, this patented process would be as effective as the proposed process involving white liquor evaporation to precipitate $Na_2CO_3$ and burkeite. However, it is not clear how equilibrium causticity could be achieved, because the mere dilution of green liquor does make the attainment of equilibrium causticity any easier than is the case at normal liquor strengths.

Rieder and Ryham (1981) report the results of a laboratory investigation of the causticization of green liquor at a TTA concentration of 82 g/L, as $Na_2O$. The laboratory conditions were intended to simulate implementation of the dilute green liquor causticization process at the Castlegar mill of Westar Timber Ltd., where the normal liquor TTA concentration is about 125 g/L, as $Na_2O$. A causticization time of 56 minutes was used, 35% less than than normal 90 minute residence time at the normal TTA concentration. A

causticity of about 82% was achieved with 82 g/L TTA and a 56 minute causticizing time, compared to about 78% for 125 g/L TTA liquor and a 90 minute causticizing time. The experimental results confirmed that higher causticities can be achieved with dilute green liquor, but equilibrium causticity was not achieved. In fact, the gap between equilibrium causticity and that obtained was about the same with the dilute green liquor, as was the case with the normal liquor strength. In the experiments, an increase in the lime mud settling rate was observed with the dilute liquor, more than enough to compensate for the 35% increase in upflow velocity in the clarifier. Therefore, the dilute green liquor process could probably be implemented without any additional equipment to complement the white liquor clarifier.

Lundberg (1982) conducted an economic analysis of the Ahlstrom-Rosenblad Heat Engineering process. He considered dilution of green liquor to a TTA concentration of 80 g/L as $Na_2O$ prior to causticizing and indicated that a white liquor causticity of 92% could be achieved. No justification was given for the 92% causticity, which is unrealistically high considering the laboratory experience of Rieder and Ryham (1981). Lundberg (1982) indicated that the dilute white liquor would be evaporated to a normal TTA concentration of 125 g/L as $Na_2O$ using a single-effect thermocompression evaporator. He estimated the cost of the evaporator not including installation costs to be about $1 300 000. The total installed cost would probably be at least two or three times this amount, particularly considering the additional 900 kW electrical power requirements for 700 ADt/d.

The dilute green liquor process would be less complicated than the proposed process, and white liquor evaporation requirements about half. The capital cost would be less than for the proposed process because additional equipment needs appear to be limited to a single-effect thermocompression evaporator. The evaporator could be constructed from 304L ss, since the white liquor would not be evaporated past normal concentrations. However, the reduction in the dead load with the dilute green liquor process would probably be only about one-quarter of that which could be obtained with the proposed process that is the subject of this report. Furthermore, the dilute green liquor process suffers from the energy disadvantage that extra water is added to the liquor cycle, adding to the total evaporation requirements. With the proposed process, less water would be added to the liquor cycle, resulting in a reduction in the overall evaporation requirements.

## 9.2 $Na_2SO_4$ Dead Load

The $Na_2SO_4$ dead load can be reduced by increasing the reduction efficiency in the recovery boiler and by minimizing the oxidation of $Na_2S$ in the recausticizing system.

The key points for maximizing reduction efficiency are as follows:

- Maximize the temperatures in the lower region of the recovery furnace.
- Minimize reoxidation of smelt on the char bed via the primary air.

After the smelt leaves the recovery boiler, most of the oxidation of $Na_2S$ that occurs in the recausticizing system normally takes place on the smelt spout and in the dissolving tank. Oxidation at this point could be minimized by restricting the infiltration of air into the smelt dissolving tank. Obvious measures include the use of a water seal on the overflow line from the smelt dissolving tank, and an effort to minimize the size of openings in the smelt spout hoods.

Methods for reducing the $Na_2SO_4$ dead load are independent of those for reducing the $Na_2CO_3$ dead load. Therefore, potential improvements in the $Na_2SO_4$ dead load would be additive to any improvement in the $Na_2CO_3$ dead load.

## 10 SUGGESTED DIRECTION FOR DEAD LOAD REDUCTION

The study of the proposed process has provided evidence and quantified benefits of dead load reduction. To obtain the benefits of the proposed process, however, a lot of equipment would have to be installed and process changes would be necessary in almost every part of the liquor cycle. Furthermore, with the current information deficiencies, some technical risk would be involved.

From an overall-industry perspective, the most logical approach for further development of the proposed process would be alteration of the process at the Thunder Bay mill of Great Lakes Forest Products Limited to incorporate the dead load reduction aspects of white liquor evaporation. This would permit evaluation of the impact of the process on the recovery boiler in a full-scale, continuous situation, and would provide a more reliable basis for quantification of the main benefits of the proposed process.

In the long-term, the complexity and the high capital cost of the proposed process may be justified by the benefits. In the short-term, while waiting for further development of the proposed process, a simpler approach is suggested involving the following:

- improving the reduction efficiency;
- minimizing the oxidation of $Na_2S$ in the recausticizing system; and
- increasing the efficiency of the recausticizing reaction to obtain white liquor causticities closer to equilibrium.

Lime mud recycle and countercurrent flow should be investigated as means of obtaining white liquor causticities closer to equilibrium; there is considerable scope for improvement, and the ideas are promising. By increasing the white liquor causticity, improving the reduction efficiency and minimizing the oxidation of $Na_2S$ in the recausticizing system, part of the benefits of the proposed process could be obtained, at a small fraction of the capital cost and without process complexity. Full-scale, long-term observations could be made on the impact of partial dead load reduction on recovery boiler operation and capacity, thereby providing critical information to more accurately assess the potential of the proposed process in the long-term.

The proposed process would generally not be of interest for a new kraft mill because the most cost-effective method of creating recovery boiler capacity would be to install a larger boiler, based on conventional technology. However, if a closed cycle mill

was being considered, involving white liquor evaporation for NaCl removal, it would be logical to use the proposed process to take advantage of the dead load reduction benefits.

## RECOMMENDATIONS AND CONCLUSIONS

1. The proposed dead load reduction process appears to be technically feasible.
2. The main benefit of the proposed process is the potential to increase the pulp producing capacity of a recovery-limited mill. The secondary benefits are reduced atmospheric emissions from the recovery boiler and smelt dissolving tank, reduced operational problems due to deposit formation in digester heaters and black-liquor evaporators, reduced operational problems due to pitch deposits in brownstock washing and screening systems, and slightly improved digester conditions. There may also be a reduction in the rate of deposit formation on digester extraction screens.
3. The proposed process would increase the maximum organics firing rate of most recovery boilers (i.e., those not limited by the steam-side recirculation rate). The extent of the increase in the organics firing rate cannot be accurately defined because no direct experimental mill data are available. However, logical consideration of calculations and related scientific information indicated a 7% increase in the maximum organics firing rate for the B&W-type recovery boiler at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill, Prince George, B.C.
4. The capacity of an existing multiple-effect black liquor evaporator would increase by about 25% with the proposed process, due to reduced evaporation requirements resulting from the use of dilute black liquor to reduce the concentrated white liquor to normal strength. Conceptually, some of the evaporation previously done in the black liquor multiple-effect evaporator would be done in the white liquor evaporator.
5. The proposed process would increase the equivalent storage capacity for various process liquors due to increased liquor strengths and two new storage tanks. The increased storage should translate into a small increase in the number of operating hours per year.
6. TRS emission from the recovery boiler would be reduced. The reduction cannot be reliably predicted due to lack of appropriate data from operating boilers, but could be as much as 50%.
7. Although considerable attention was given to the energy efficiency of the proposed process, its implementation at the Prince George, B.C. mill of Intercontinental Pulp Company Ltd. would result in a small increase in mill steam demand and an increase in electrical energy consumption. The mill steam demand would increase by about

0.337 GJ/ADUt in the winter and 0.106 GJ/ADUt in the summer. Electrical power consumption would increase by about 370 kW. These increases are not significant.

8. With a 7% increase in recovery boiler capacity, and allowing for a 1% increase in yearly operating time, there is the potential to increase yearly pulp production by 8%. For the situation at Intercontinental Pulp Company Ltd., this would result in an incremental revenue, before tax, of about $5 200 000 per year.

9. Operating costs for the proposed process at Intercontinental Pulp Company Ltd., for maintenance, manpower, electrical energy, and steam would total about $930 000 per year.

10. A substantial amount of new equipment would be required, as well as minor modifications to existing equipment. The total capital cost for implementation of the proposed process at the Intercontinental Pulp Company Ltd. mill would be about $16 000 000. Depending on the mill situation, further capital investment would be required in other parts of the mill, beyond the recovery boiler and black liquor multiple-effect evaporator, to realize the production increase; this has not been reliably defined for Intercontinental Pulp Company Ltd., but is expected to be approximately $11 000 000.

11. Without considering the limiting factors in the mill beyond the recovery boiler and the multiple-effect black liquor evaporator, the proposed process would have a gross pay-back time of about 3.7 years, without tax considerations.

12. There may be some potential to reduce white liquor consumption slightly, but it is not clear that this benefit could be realized. The heat and mass balances for the proposed process were based on no reduction in white liquor usage.

13. While there are some factors that would tend to reduce the dead load on the lime kiln, it is doubtful that there would be much change in the kiln dead load, except at mills where overliming is typical.

14. Besides the capital cost, the main disadvantage of the proposed process is the extent of the equipment modifications, plus changes to process conditions in almost all parts of the liquor cycle. Mill operation, particularly start-up would be more complicated, but not prohibitively.

15. Additional minor disadvantages of the proposed process would include:

   - 5 to 20% increase in the load on the recovery boiler electrostatic precipitator;
   - increased black liquor viscosity; and

- potential deposit formation in the white liquor clarifier underflow deliquoring filter cooler.

16. The proposed process could be simplified by accepting a reduction in energy efficiency. The most obvious simplification would reduce the total installed capital cost by about $1 000 000, and increase mill steam costs by $100 000 to $200 000 per year.
17. Since Great Lakes Forest Products Limited already has a white liquor evaporation system in operation, the most logical approach for further development of the proposed process, from an overall-industry perspective, would be alteration of the process at the Thunder Bay mill to incorporate the dead load reduction aspects of white liquor evaporation.
18. There are other opportunities for dead load reduction besides the proposed process. The option that appears to be most attractive is the implementation of simple measures to reduce the dead load of both $Na_2SO_4$ and $Na_2CO_3$. The $Na_2SO_4$ dead load can be reduced by improving the reduction efficiency in the recovery boiler, and reducing the oxidation of $Na_2S$ after it leaves the furnace. The $Na_2CO_3$ dead load can be reduced by improving the recausticizing reaction conditions such that white liquor causticities closer to the equilibrium value are obtained.
19. Two new concepts for achieving higher white liquor causticities are the recycle of lime mud to increase the solids residence time in the recausticizers, and partial countercurrent flow in recausticizing.
20. With lime mud recycle a causticity increase of 2 to 3% might be expected, providing about 20% of the benefits of the proposed process. The capital cost would probably be about $200 000, and the pay-back time would be about 3 months.
21. With partial countercurrent flow, it would not be surprising if something approaching equilibrium causticity (e.g., 88 to 90%) could be achieved in an existing causticizing system. By achieving equilibrium causticity, 50% of the benefits of the proposed process could be obtained. The capital cost for implementing partial countercurrent flow would probably be about $1 000 000 to $1 500 000. The pay-back period would be about 6 months.
22. The study of the proposed process has demonstrated that dead load reduction has attractive benefits. In the long-term, the complexity and the high capital cost of the proposed process may be justified by the benefits. However, in the short-term, the simple approach of improving white liquor causticity, improving the reduction

efficiency and minimizing the oxidation of $Na_2S$ in the recausticizing system is suggested; part of the benefits of the proposed process could be obtained, at a small fraction of the capital cost, and without process complexity. In particular, the new concepts of lime mud recycle and partial countercurrent flow in recausticizing should be pursued.

## REFERENCES

Blackwell, B.R. and T. King, Chemical Reactions in Kraft Recovery Boilers, Sandwell Company Limited, Vancouver, B.C. (1985).

Dorris, G., PPRIC, private communication (1984).

Gillespie, D.C., "Some Notes on Current Recausticizing Practice", Tappi, 36 (4): 147 (1953).

Keitaanniemi, O. and N-E, Virkola, "Amount and Behavior of Certain Chemical Elements in Kraft Pulp Manufacture: Results of a Mill Scale Study", Paperi ja Puu/Papper och Tra, 60 (9): 507 (1978).

Lundberg, S., "Economic Analysis of Causticizing At Low Strength Combined with White Liquor Evaporation", Recausticizing Compendium II, SPCI Reports, No. 44 (September, 1982).

Rapson, W.H. and D.W. Reeve, "The Effluent-Free Bleached Kraft Pulp Mill - The Present State of Development", Tappi, 56 (9): 112 (1973).

Rieder, R.W. and R. Ryham, "Dead Load Reduction Through Higher Causticizing Efficiency", Canadian Pulp and Paper Association, Technical Section, 67th Annual Meeting, Montreal (1981).

Ryham, R., Canadian Patent 1, 120, 663 (1982).

Wilson, D., "Canada: Recovery in 1983, Outlook Fair for 1984", Pulp and Paper International, 26 (8): 133 (1984).

# APPENDIX
# PROJECT MEMORANDA

## APPENDIX - PROJECT MEMORANDA

Twelve Memoranda were prepared on various aspects of the project. Eight of the Memoranda addressed some part of the kraft liquor cycle (e.g., recausticizing). These memoranda review the important chemical and physical process factors related to the part of the liquor cycle under consideration, and the impact of the proposed process on that part of the liquor cycle (e.g., on recausticizing). The Project Memoranda are as follows:

**IP-29a - Recausticizing**

- review of recausticizing chemistry
- 93 pages, 118 reference citations (V5350/1)

**IP-29b - Secondary Recausticizing**

- discussion of factors related to the leaching process and the secondary recausticizing system
- 18 pages, 12 reference citations (V5350/2)

**IP-29c - White Liquor Evaporation Crystallization Technology**

- description of the experience at the Thunder Bay mill of Great Lakes Forest Products Limited with white liquor evaporation
- discussion of related scientific information and related new developments
- discussion of possible integration of white liquor evaporation with black liquor evaporation and with flash steam from the digester to save steam
- 38 pages, 33 reference citations (V5350/3)

**IP-29d - Pulping**

- brief summary of digester chemistry relevant to the proposed process
- calculations for different methods for quantifying the organic to inorganic ratio in liquor
- review of information related to recycling black liquor to the digester
- 25 pages, 38 reference citations (V5350/4)

**IP-29e - Brownstock Washing**

- brief discussion of washing fundamentals
- discussion of available information on the relative washing efficiency for organics and inorganics

- review of factors affecting pitch formation
- 22 pages, 36 reference citations (V5350/5)

**IP-29f - Scaling of Digester Heaters and Black Liquor Evaporators**

- review of factors affecting deposit formation
- 30 pages, 49 reference citations (V5350/6)

**IP-29g - Black Liquor Evaporation**

- review of factors affecting boiling point elevation and viscosity of black liquor
- heat balances for existing situation and proposed process
- 42 pages, 49 reference citations (V5350/7)

**IP-29h - Recovery Boiler**

- review of factors affecting fireside deposit formation
- discussion of factors affecting heat transfer in the furnace
- the importance of high temperatures in the lower portion of the furnace
- 83 pages, 85 reference citations (V5350/8)

**IP-29i - Mass and Energy Balances**

- details of mass and energy balances for the existing situation and the proposed process
- E-sized sheets, one for the proposed process and one for the existing situation, with the flow sheet at the top (e.g., Figure 2) and the matrix of data at the bottom (e.g., Figure 4), providing all the information on one sheet
- 10 pages (V5350/9)

**IP-29j - Preliminary Design**

- detailed description of the proposed process
- 11 pages (V5350/10)

**IP-29k - Capital Cost Estimate**

- details and basis for the capital cost estimate
- 9 pages (V5350/11)

**IP-29l - Process Economics**

- integration of capital cost, operating costs and savings, to quantify economic feasibility
- 6 pages (V5350/12)

These project memoranda are available in limited quantity as unpublished documents from the Environmental Protection Service, Environment Canada, Ottawa, Ontario, K1A 1C8.

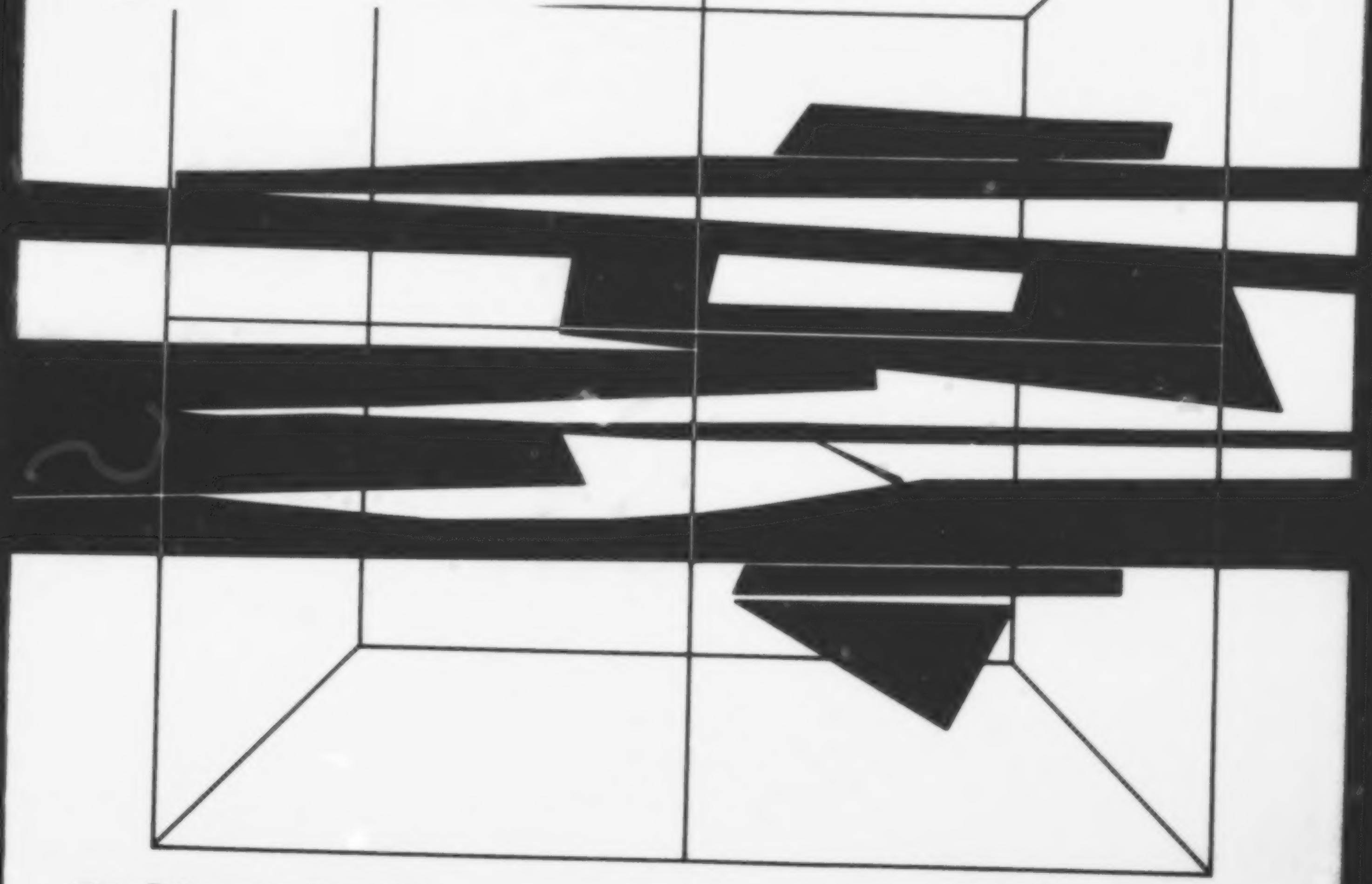
A review of recovery boiler chemistry, intended as a companion document to Project Memorandum V5350/8, is available from:

Sandwell and Company Limited
Librarian
1550 Alberni Street
Vancouver, B.C.
V6G 1A4

# Réduction de la charge inutile dans la production de pâtes kraft

Rapport SPE 3/PF/2
Avril 1986

Environment CANADA Environnement
2039130E VOL ISS 2 860400
EXC # 001
TD 169 R463 PF
RAPPORT (CANADA. SERVICE DE LA PROT
ECTION DE L'ENVIRONNEMENT : SPE 3/P
OOFF



Environnement Canada Environment Canada

Canada

## SÉRIE DE RAPPORTS DE LA PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT

**Exemple de numérotage:**

SPE 3/HA/1

- 1 — Numéro de rapport portant l'identification SPE 3/HA
- HA — Code de sujet
- 3 — Catégorie de rapport
- SPE — Série de la protection de l'environnement

**Catégories**

| | |
|---|---|
| 1 | Règlements/Lignes directrices/ Codes de procédure |
| 2 | Consultation publique: évaluation des problèmes, options de contrôle |
| 3 | Recherche et développement technologique |
| 4 | Revues de la documentation |
| 5 | Relevés |
| 6 | Évaluations des impacts sur l'environnement |
| 7 | Surveillance |
| 8 | Propositions, analyses et énoncés de principes généraux |
| 9 | Guides |

**Sujets**

| | |
|---|---|
| AG | Agriculture |
| AP | Polluants atmosphériques |
| AT | Toxicité aquatique |
| CC | Produits chimiques commerciaux |
| CP | Pollution - consommateurs |
| FP | Traitement des aliments |
| HA | Déchets dangereux |
| IC | Chimie inorganique |
| MA | Pollution marine |
| MM | Exploitation minière et traitement des minéraux |
| NR | Régions du Nord |
| PF | Papier et fibres |
| PG | Production de l'électricité |
| PN | Pétrole et gaz naturel |
| SP | Déversements de pétrole et de produits chimiques |
| SRM | Méthode de référence normalisée |
| TS | Systèmes de transport |
| UP | Pollution urbaine |

Sujets et codes additionels sont introduits au besoin. Une liste de rapports du SPE peut être obtenue en s'adressant à la Section des publications, Direction générale des programmes de protection de l'environnement, Environnement Canada, Ottawa (Ontario) K1A 1C8.

# RÉDUCTION DE LA CHARGE INUTILE DANS LA PRODUCTION DE PÂTES KRAFT

par
Sandwell & Company Ltd.
Vancouver (C.-B.)

pour la
Direction des programmes industriels
Service de la protection de l'environnement
Environnement Canada

SPE 3/PF/2
Avril 1986

Publication
distribuée par le Service des publications
Service de la protection de l'environnement
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 1C8

Édition française de
*Dead load reduction in the*
*kraft pulping process*
préparée par le Module d'édition française

*English copy available at the above mentioned address*

© Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1986
N° de cat. En 49-6/3-2F
ISBN 0-662-93640-X
IMPRIMERIE BEAUREGARD LIMITÉE

## AVIS DE REVISION

Le présent rapport a été vérifié par la Direction des programmes industriels du Service de la protection de l'environnement, qui a autorisé sa publication. Cette autorisation ne signifie pas nécessairement que le contenu du rapport reflète les opinions et les politiques du Service de la protection de l'environnement. La seule mention de marques commerciales ou de produits commerciaux ne signifie pas qu'ils ont été proposés ou acceptés pour utilisation.

## COMMENTAIRES DU LECTEUR

Tout lecteur qui veut faire part de ses commentaires sur le contenu du présent rapport peut s'adresser à:

John L. Betts
Direction des programmes industriels
Service de la protection de l'environnement
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 1C8

# RÉSUMÉ

La présente étude est fondée sur l'information recueillie dans la documentation existante, sur les résultats expérimentaux du procédé d'évaporation de la liqueur blanche à la Great Lakes Forest Products Limited, et sur les communications de spécialistes de l'industrie des pâtes et papier. Les résultats de l'étude initiale de faisabilité ont servi de base pour l'évaluation de la faisabilité technique et économique du procédé proposé, qui vise la réduction de la charge inutile dans la production de pâtes kraft. L'information obtenue dans le cadre du projet devait permettre à l'industrie et au gouvernement de déterminer s'il était approprié de donner suite, et si oui de quelle façon, au projet de réduction de la charge inutile.

L'étude comprenait la préparation de divers mémoires relatifs au projet, lesquels examinent les facteurs intervenant dans le cycle de régénération de la liqueur, particulièrement les facteurs chimiques, ainsi que les effets des diverses caractéristiques chimiques sur le fonctionnement de l'équipement. Les données chimiques relatives à la chaudière de récupération et au système de recaustification ont fait l'objet d'une attention toute particulière.

## ABSTRACT

This study was based on a review of information from available literature, experience with the white liquor evaporation process at Great Lakes Forest Products Limited, and communications with appropriate technical people in the pulp and paper industry. The results of the initial feasibility study formed a basis for assessing the technical and economic feasibility of the proposed process for dead load reduction in the kraft pulping process. The information generated from the project was intended to be used by industry and government to determine whether the proposed dead load reduction technology should be pursued, and in what way.

The study involved the preparation of various project memoranda that contained a discussion of the relevant process factors in the liquor cycle, with a strong emphasis on chemistry, and the effect of the chemistry on the operation of the equipment. Particular attention was given to the chemistry of the recovery boiler and the recausticizing system.

## REMERCIEMENTS

**Comité consultatif technique**

- M. J.L. Betts, Environnement Canada
- E.T. Barnes, Directeur, Technologie et Environnement, Prince George Pulp & Paper Ltd.
- R.W. Sweeney, Directeur général, Celgar Pulp Operations, Westar Timber Ltd.

**Assistance technique**

M. R. Randall de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. a déterminé les bilans massiques pour l'usine de l'Intercontinental, dans les conditions existantes et pour le procédé proposé. Il a également contribué au calcul des bilans énergétiques et à l'étude du procédé.

M. J. Crane d'Envirotech Canada Ltd. et M. R. Hedrick de Goslin-Birmingham, Inc. ont participé à la conception préalable de l'évaporateur de la liqueur blanche et du système de lixiviation à courroie; ils ont déterminé les bilans thermiques et massiques pour l'évaporateur de liqueur blanche et pour l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple; enfin, ils ont évalué les coûts d'investissement pour toutes les nouvelles pièces majeures d'équipement.

MM. T. King et T. Adams de la Weyerhaeuser Company ont aidé à mieux faire comprendre les processus chimiques, physiques et thermiques qui interviennent dans une chaudière de récupération kraft.

**Assistance en laboratoire**

La Westar Timber Ltd. a effectué des expériences en laboratoire pour évaluer les effets de $Na_2CO_3$ et de $Na_2SO_4$ sur la viscosité de la liqueur noire.

**Révision technique**

Les mémoires et le présent rapport ont fait l'objet d'une révision par des représentants techniques des compagnies suivantes:

- **Intercontinental Pulp Company Ltd.**
- **Westar Timber Ltd.**
- **Tahsis Company Ltd.**

- Irving Pulp & Paper Ltd.
- Envirotech Canada Ltd.
- Domtar Inc.
- Eurocan Pulp & Paper Company Ltd.
- St. Regis (Alberta) Ltd.
- Proctor & Gamble Cellulose Ltd.
- Prince George Pulp & Paper Ltd.
- Weyerhaeuser Company Ltd.
- Cariboo Pulp & Paper Company Ltd.

D$^{r}$ T. Grace du Appleton Institute of Paper Chemistry a revu les mémoires traitant de l'évaporation de la liqueur noire et de la chaudière de récupération, ainsi que l'étude relative aux caractéristiques chimiques de la chaudière de récupération.

D$^{r}$ G. Dorris de l'Institut de recherches sur les pâtes et papier du Canada a revu le mémoire traitant de la caustification de la liqueur régénérée.

**Visite d'usine**

Une équipe du projet a visité l'usine de la Great Lakes Forest Products Limited à Thunder Bay pour examiner le système actuel d'évaporation de la liqueur blanche.

## TABLE DES MATIÈRES

| | | |
|---|---|---|
| AVIS | | III |
| RÉSUMÉ | | IV |
| ABSTRACT | | V |
| REMERCIEMENTS | | VI |
| LISTE DES FIGURES | | X |
| LISTE DES TABLEAUX | | X |
| RÉSUMÉ POUR LA DIRECTION | | XI |
| 1 | **INTRODUCTION** | 1 |
| 1.1 | Engagement de l'industrie | 1 |
| 1.2 | L'information existante | 2 |
| 2 | **PRINCIPE** | 7 |
| 2.1 | Charge inutile | 7 |
| 2.1.1 | Inconvénients de la charge inutile | 8 |
| 2.2 | Procédé proposé pour la réduction de la charge inutile | 9 |
| 2.3 | Évaporation de la liqueur blanche: l'expérience industrielle | 17 |
| 3 | **UNE VUE D'ENSEMBLE DES BILANS MASSIQUES** | 20 |
| 4 | **UNE VUE D'ENSEMBLE DES BILANS ÉNERGÉTIQUES** | 30 |
| 5 | **AVANTAGES ET INCONVÉNIENTS DU PROCÉDÉ PROPOSÉ** | 36 |
| 5.1 | Avantages | 36 |
| 5.1.1 | Meilleure capacité de production de pâtes | 36 |
| 5.1.2 | Diminution des émissions atmosphériques | 37 |
| 5.1.3 | Encrassement moins rapide | 38 |
| 5.1.4 | Amélioration des conditions dans le lessiveur | 40 |
| 5.2 | Inconvénients du procédé proposé | 40 |
| 6 | **CONSÉQUENCES POUR LA CONSOMMATION DE LIQUEUR BLANCHE ET POUR LA CHARGE INUTILE DU FOUR À CHAUX** | 42 |
| 6.1 | Consommation de liqueur blanche | 42 |
| 6.2 | Charge inutile du four à chaux | 42 |
| 7 | **ANALYSE ÉCONOMIQUE DU PROCÉDÉ PROPOSÉ** | 44 |
| 7.1 | Avantages | 44 |
| 7.1.1 | Augmentation de la production de pâtes | 44 |
| 7.1.2 | Influence sur la période d'exploitation | 44 |
| 7.2 | Frais d'exploitation | 45 |
| 7.3 | Coût d'immobilisation | 46 |

| | | |
|---|---|---|
| 8 | **PROCÉDÉ PROPOSÉ: DISCUSSION** | 49 |
| 8.1 | Faisabilité | 49 |
| 8.2 | Simplification du procédé | 50 |
| 8.3 | Situations les plus favorables pour le procédé proposé | 51 |
| 8.4 | Usine de la Great Lake Forest Products Limited | 52 |
| 9 | **AUTRES MOYENS POUR RÉDUIRE LA CHARGE INUTILE** | 53 |
| 9.1 | Charge inutile en $Na_2CO_3$ | 53 |
| 9.1.1 | Surcaustification | 53 |
| 9.1.2 | Recyclage des boues de caustification dans les cuves de caustification | 54 |
| 9.1.3 | Écoulement à contre-courant de la liqueur et des matières solides dans les cuves de caustification | 55 |
| 9.1.4 | Dilution de la liqueur verte | 56 |
| 9.2 | Charge inutile en $Na_2So_4$ | 57 |
| 10 | **RÉDUCTION DE LA CHARGE INUTILE: QUELLE ORIENTATION PRENDRE ?** | 59 |

PROPOSITIONS ET CONCLUSIONS 61

RÉFÉRENCES 65

ANNEXE MÉMOIRES RELATIFS AU PROJET 67

## LISTE DES FIGURES


| | | |
|---|---|---|
| 1 | Procédé proposé pour la réduction de la charge inutile | 10 |
| 2 | Diagramme de fonctionnement: procédé proposé | 11 |
| 3 | Diagramme de fonctionnement: situation actuelle | 13 |
| 4 | Procédé proposé: résumé des bilans massiques | 21 |
| 5 | Situation existante: résumé des bilans massiques | 23 |
| 6 | Situation actuelle: bilan modifié pour l'eau chaude | 30 |
| 7 | Bilan d'eau chaude pour le procédé de réduction de la charge inutile | 31 |


## LISTE DES TABLEAUX


| | | |
|---|---|---|
| 1 | Variation de la consommation d'énergie | 32 |
| 2 | Accroissement de la capacité de stockage des liqueurs grâce au procédé proposé | 38 |
| 3 | Coûts d'immobilisation: récapitulation | 47 |
| 4 | Analyse économique sommaire pour la situation la plus favorable | 47 |
| 5 | Analyse économique sommaire pour des conditions plutôt défavorables | 48 |

## RÉSUMÉ POUR LA DIRECTION

L'élimination de la charge inutile dans le cycle de régénération de la liqueur pourrait accroître la production de pâtes kraft et rapporter des revenus supplémentaires de 100 millions de dollars par année pour cette industrie. Dans une usine classique dont la production est limitée par la capacité de la chaudière de récupération, la marge de profit par tonne de pâte pourrait augmenter de 20 à 25 dollars.

La présente étude est fondée sur l'information recueillie dans la documentation existante et sur les recherches entreprises par l'industrie. Notre étude s'applique à l'usine de l'Intercontinental Pulp Co. Ltd. en Colombie-Britannique mais le procédé proposé devrait normalement pouvoir être utilisé par n'importe quelle usine de pâtes. La charge inutile étant relativement faible à l'Intercontinental, les bénéfices réalisables dans d'autres usines pourraient encore être plus élevés. Une chaudière de type CE devrait donner un meilleur rendement que la chaudière de type B & W de l'Intercontinental. Dans les usines côtières de la Colombie-Britannique, la teneur en chlorure de sodium est très élevée dans le cycle de régénération de la liqueur et le procédé proposé pourrait être élargi pour permettre l'élimination du sel, ce qui augmenterait d'autant le rendement de la chaudière de récupération et partant les bénéfices.

La réduction de la charge inutile offre la possibilité d'accroître la production de pâtes lorsqu'une usine ne dispose pas d'installations de récupération suffisantes, et elle aurait des répercussions importantes sur les émissions atmosphériques malodorantes (jusqu'à 50 p. 100 de réduction). Dans certaines usines, des problèmes de fonctionnement dus à l'encrassement des installations de récupération de la liqueur seraient atténués, ce qui augmenterait le rendement énergétique.

- Dans le cas de l'usine de l'Intercontinental, la production de pâtes pourrait grimper de 8 p. 100, ce qui signifie des recettes additionnelles d'environ cinq millions de dollars par année. Il y aurait lieu de retrancher environ un million de dollars pour l'entretien, la main-d'oeuvre, l'énergie électrique et la vapeur supplémentaires.

- L'investissement pour le procédé proposé à l'usine de l'Intercontinental atteindrait à peu près 16 millions de dollars. Si l'usine est équipée pour absorber la production supplémentaire de pâte, la période d'amortissement serait de 3,7 années.

- Les principaux inconvénients du procédé proposé: les modifications profondes à apporter à l'équipement, et les changements du procédé lui-même, dans presque toutes les étapes du cycle de régénération de la liqueur.

- Le procédé décrit est techniquement réalisable; on pourrait cependant réaliser des bénéfices importants et à un coût bien moindre en modifiant le procédé actuel de manière à:
  - . améliorer la caustification lors de la régénération de la liqueur (recaustification);
  - . améliorer la réduction du sulfate de sodium dans la chaudière de récupération;
  - . diminuer l'oxydation lors de la recaustification.

- Deux nouveaux concepts sont proposés pour améliorer la caustification:
  - . recyclage des boues de caustification;
  - . contre-courant partiel dans les caustificateurs.

- Le recyclage des boues de caustification nécessiterait des investissements d'environ 200 000 dollars mais pourrait rapporter environ 20 p. 100 des bénéfices réalisables avec le procédé de réduction de la charge inutile par évaporation de la liqueur blanche. La période d'amortissement serait de trois mois. Ces bénéfices pourraient être portés à environ 50 p. 100 en convertissant les cuves de caustification pour que les solides circulent à contre-courant dans une partie de celles-ci. Il en coûterait dans ce cas entre un et un et demi million de dollars et la période d'amortissement serait de six mois.

La réduction de la charge inutile présente des avantages très attrayants pour les usines limitées par la capacité de la chaudière de récupération, et les nouveaux concepts de contre-courant partiel et de recyclage des boues de caustification semblent les meilleures solutions à court terme.

# 1 INTRODUCTION

Les usines de pâtes kraft au Canada produisent environ 9 000 000 ADt* de pâtes chaque année (9). Dans plus de la moitié des usines de pâtes kraft situées au Canada, la capacité de production est limitée (ou sur le point de l'être) par la capacité de la (des) chaudière(s) de récupération, pièce(s) d'équipement qui entraînent une importante immobilisation de capitaux. La capacité de la chaudière de récupération est considérablement réduite par l'excès de produits chimiques minéraux non réactifs dans le cycle de régénération de la liqueur. Si cette charge pouvait être éliminée, la capacité équivalente en pâte de la plupart des chaudières de récupération pourrait augmenter d'environ 10 p. 100. À l'heure actuelle, la marge de bénéfices des usines de pâtes kraft varie entre 200 et 300 dollars par ADt, selon les conditions propres à l'usine. On estime que pour l'ensemble des usines de pâtes kraft situées au Canada, les pertes encourues à cause de la charge inutile s'élèvent à 100 millions de dollars par année. En éliminant la charge inutile, beaucoup d'usines de pâtes kraft augmenteraient leur productivité tout en enregistrant une diminution des émissions atmosphériques et des problèmes dus à l'encrassement de l'équipement. Dans certains cas, il y aurait aussi amélioration du rendement énergétique de l'usine. Dans une usine classique dont la production est limitée par la chaudière de récupération, la marge de profits pourrait augmenter de 20 à 25 dollars par ADt.

## 1.1 Engagement de l'industrie

L'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. de Prince George, en Colombie-Britannique, a été choisie pour évaluer le procédé proposé. La conception du procédé, les bilans thermiques et massiques, les coûts d'immobilisation et les frais d'exploitation, ainsi que les économies et les bénéfices réalisés s'appliquent à cette usine. Le procédé proposé devrait normalement convenir pour d'autres usines moyennant certains ajustements. Les coûts, les économies et les bénéfices d'exploitation varieront d'une usine à l'autre mais dans certains cas, les bénéfices pourraient être supérieurs à ceux calculés pour l'Intercontinental Pulp Company Ltd., celle-ci ayant un rendement relativement élevé si

---

* ADt - tonne séchée à l'air de pâtes blanchies finies

on considère les charges inutiles de la liqueur noire et du cycle de la chaux, dans le contexte des techniques actuelles. La causticité de la liqueur blanche sortant des cuves de caustification est de 82 p. 100, et la réduction du sulfate de sodium mesurée dans la liqueur verte sortant de la cuve de dissolution est de 92 p. 100. L'Intercontinental Pulp Company Ltd. est équipée d'une chaudière de récupération de type B & W. Pour une réduction donnée de la charge inutile de la liqueur noire, une chaudière de type CE donnerait probablement un meilleur rendement. L'augmentation de température au bas de la chambre de combustion est plus élevée dans une chaudière de type CE, alors que la baisse de la température des gaz de combustion est plus grande avec une chaudière de type B & W. De plus, étant donné que dans les usines côtières de la Colombie-Britannique la teneur en NaCl est très élevée, le procédé proposé pourrait englober l'élimination du sel, ce qui augmenterait d'autant la capacité de la chaudière de récupération.

## 1.2 L'information existante

Les conclusions auxquelles nous sommes arrivés sont fondées sur la meilleure information puisée dans la documentation existante et auprès des sources industrielles. Elle est assez pertinente pour confirmer que le procédé proposé est techniquement réalisable et le concevoir schématiquement, calculer les bilans thermiques et massiques, estimer les coûts, ainsi que les économies et les bénéfices d'exploitation réalisables. Faute d'information suffisante dans certains secteurs, on en a été réduit à des hypothèses très prudentes, avec comme conséquence une sous-estimation possible des avantages du procédé. Dans d'autres cas, les théories sont dictées par l'expérience. Si toutefois le procédé était adopté, des travaux en laboratoire et en usine seront nécessaires pour pallier ce manque d'information.

Les huit plus importantes lacunes au niveau de l'information sont les suivantes:

1) *Effet de la charge inutile de carbonate de sodium ($Na_2CO_3$) et de sulfate de sodium ($Na_2SO_4$) sur le fonctionnement de la chaudière de récupération, notamment effet sur la vitesse d'encrassement, l'élimination des matières indésirables et sur les émissions de SRT (soufre réduit total).* La documentation ne fait état d'aucune recherche en usine si bien que ces effets ont été évalués d'après des calculs et l'information scientifique connexe. Cette évaluation montre clairement que le procédé comporte de nets avantages qui

restent toutefois à vérifier expérimentalement. Lorsque l'usine possède deux ou plusieurs chaudières de récupération, on pourrait ajouter les poussières recueillies par l'électrofiltre de l'une des chaudières à l'alimentation en liqueur d'une autre. Le manque de données obtenues en usine nous force à considérer nos prévisions pour la chaudière de récupération comme hypothétiques. À la lumière d'une évaluation logique de l'information existante, elles semblent néanmoins réalistes. Divers aspects des caractéristiques chimiques propres à la chaudière de récupération doivent faire l'objet de recherches, comme par exemple les facteurs qui déterminent le transfert thermique, ainsi que la corrosion et l'encrassement des parois de la chaudière.

2) *Effet de $Na_2CO_3$ et de $Na_2SO_4$ sur la viscosité de la liqueur noire.* Aucune expérience n'a été tentée en usine. La compagnie Westar Timber Ltd. a effectué certains travaux en laboratoire à son usine de Castlegar dans le cadre du présent projet. Les résultats montrent que la viscosité pourrait légèrement augmenter si la charge inutile était réduite, mais il n'a pas été possible d'obtenir une quantification sûre et précise, la méthode utilisée ne permettant pas de mesurer précisément la viscosité. Cependant, d'après les résultats de la Westar Timber Ltd. et l'information connexe, la viscosité de la liqueur ne devrait pas constituer un problème significatif. Des travaux en laboratoire vérifiables à l'aide d'un viscosimètre perfectionné sont nécessaires pour confirmer cette hypothèse.

3) *Évaporation de la liqueur blanche.* L'information sur la solubilité de $Na_2CO_3$ et de $Na_2SO_4$ dans la liqueur blanche concentrée et les propriétés corrosives de cette dernière était limitée mais cependant suffisante pour l'étude de faisabilité. Elle devra toutefois être confirmée avant la conception d'un système d'évaporation de la liqueur blanche.

4) *Consommation de liqueur blanche.* Le manque d'information fiable sur les conséquences du recyclage de la liqueur noire dans les lessiveurs fonctionnant en continu, a conduit à l'hypothèse voulant que la consommation normale de liqueur blanche ne pouvait être réduite. Une diminution de 2 à 3 p. 100 serait néanmoins possible. Cela permettrait d'améliorer les avantages et les bénéfices du procédé proposé, car la charge en matières minérales de la chaudière de récupération serait réduite d'autant. Pour évaluer de façon sûre ce processus, des expériences en usine s'imposent.

5) *Efficacité du filtre de lixiviation à courroie.* Nos prévisions se basent sur une série de données publiées, relatives à l'équilibre. Ces données corrélaient bien celles d'autres sources, mais comme elles étaient limitées, les calculs et la conception du filtre à

courroie ont été très prudents. Il est possible que ce filtre ait un meilleur rendement que ne le laissent supposer les prévisions. Des essais avec un filtre à courroie pilote s'imposent.

6) *Rendement du cyclone.* On a supposé qu'il était possible de construire un cyclone permettant d'éliminer 95 p. 100 des cristaux de la liqueur blanche concentrée. Aucune preuve directe ne vient à l'appui de cette hypothèse. Les tailles relatives des cristaux de burkéite et de $Na_2CO_3$ doivent faire l'objet de recherches supplémentaires pour vérifier s'ils peuvent être fractionnés dans des séparateurs cycloniques.

7) *Rendement du filtre de "décaustification".* Un filtre à précouche pour boues de caustification n'a jamais été utilisé pour "décaustifier" le soutirat du clarificateur de liqueur blanche. Les résultats d'opérations de même nature dans l'industrie, avec des filtres à courroie, laissent prévoir que le gâteau de filtration contiendra 55 p. 100 de solides, valeur sensiblement plus élevée que celle utilisée pour les bilans massiques, soit 47 p. 100 en poids. La Westar Timber Ltd. utilise un filtre à précouche pour le soutirat du clarificateur de la liqueur blanche en cas de panne du laveur des boues de caustification à son usine de Castlegar, en Colombie-Britannique; le gâteau de filtration est lavé sur le filtre avec de l'eau, le produit évacué renfermant environ 71 p. 100 de matières solides. Cela laisse supposer qu'un filtre à précouche devrait avoir le rendement prévu, si on considère la viscosité élevée de la liqueur blanche, comparativement à l'eau.

8) *Extraction des matières organiques et minérales ainsi que du sodium lors du lavage de la pâte brune.* En l'absence d'information fiable sur les deux premiers points, on a supposé que l'apport accru de matières organiques dans le système de lavage de la pâte brune, prévu avec le procédé proposé, pouvait être compensé par un débit plus élevé d'eau de lavage (Section 3). Cette hypothèse a peut-être conduit à une surestimation des besoins en eau de lavage. Des résultats doivent être obtenus en usine sur les rendements relatifs du lavage.

De nombreux points demandent de plus amples études, notamment:

1) Les facteurs influant sur la formation de pirssonite devront faire l'objet de recherches plus approfondies.

2) La nature chimique des divers corps présents dans les dépôts de la liqueur verte devra être mieux définie.

3) Le taux d'élimination des dépôts dans les clarificateurs de liqueur verte doit être déterminé en fonction du débit d'écoulement ascendant. Il y a également lieu de déterminer à quel point les constituants des dépôts sont éliminés.

4) Une description fiable de la cinétique de la réaction de recaustification doit être obtenue.

5) Il y a lieu d'élucider par quel mécanisme la nature des particules détermine la vitesse de déposition des boues de caustification dans la liqueur blanche. Il faut en particulier caractériser les facteurs physiques et chimiques qui ralentissent la décantation en cas d'un excès de chaux.

6) Il faut connaître l'effet de la température de calcination sur la réactivité de la chaux recalcinée et sur les propriétés de décantation des boues de caustification, particulièrement aux basses températures de calcination.

7) La nature chimique de divers corps comme le silicium et l'aluminium, présents dans les boues de caustification et dans la chaux recalcinée, doit être déterminée.

8) L'effet de modes d'écoulement autres que l'écoulement parallèle pour la caustification de la liqueur régénérée doit être évalué.

9) Les contradictions au sujet de l'effet du $Ca(OH)_2$ résiduel sur la capacité de filtration des boues de caustification doivent être éclaircies.

10) Des essais physiques seront faits pour déterminer la valeur d'un filtre à précouche pour la décaustification du soutirat du clarificateur de liqueur blanche.

11) Avec le système proposé, un certain nombre de changements sont prévus lors de la recaustification et plusieurs demandent à être étudiés et vérifiés en laboratoire.

12) Il y aurait lieu de vérifier la compatibilité des métaux pour certaines parties du procédé.

13) Les augmentations de points d'ébullition prévues doivent être confirmées dans certains cas par des analyses en laboratoire.

14) Des essais à l'échelle pilote sont nécessaires pour confirmer la faisabilité du procédé de lixiviation. Envirotech Canada Ltd. loue un petit filtre à courroie qui pourrait servir à cette fin. Le filtre à courroie actuellement en service à l'usine de la Great Lakes Forest Products Ltd. à Thunder Bay pourrait également servir à ces essais, avec l'accord bien sûr des responsables.

15) D'autres essais de recyclage de la liqueur à la Great Lakes Forest Products Ltd. seraient également utiles. Lors de ces essais, toutes les conditions de fonctionnement devraient être étroitement surveillées et vérifiées.

16) L'effet de la teneur en $Na_2SO_4$ sur la formation de cristaux pendant l'évaporation de la liqueur blanche doit être étudié.

Certains éléments du procédé proposé, particulièrement l'étape de l'évaporation de la liqueur blanche, pourraient faire l'objet de revendications en vertu de brevets existants. Nous ne nous sommes pas arrêtés sur cette question.

# 2 PRINCIPE

## 2.1 Charge inutile

Le cycle de régénération de la liqueur du procédé kraft présente un certain nombre de points faibles qui se soldent par le recyclage d'une charge inutile de produits chimiques minéraux inactifs. Par exemple, la conversion du $Na_2CO_3$ en soude (NaOH) dans le système de recaustification ne se fait qu'à environ 80 p. 100, et la réduction de $Na_2SO_4$ en sulfure de sodium ($Na_2S$) dans la chaudière de récupération n'est complète qu'à 90 p. 100, ce qui constitue deux inconvénients majeurs. Une partie du $Na_2S$ provenant de la chaudière de récupération est oxydé dans le système de caustification (goulotte du salin et cuve de dissolution notamment). Le $Na_2SO_3$ et le $Na_2SO_4$ résiduels forment une charge inutile. Dans certaines régions, le chlorure de sodium (NaCl) que le bois renferme constitue une importante charge inutile s'il n'est pas éliminé au cours du processus de régénération de la liqueur. La liqueur recyclée contient aussi une petite charge inutile de substances minérales renfermant du magnésium (Mg), de l'aluminium (Al), du silicium (Si), du manganèse (Mn) et du fer (Fe), introduits dans le procédé avec le bois, l'eau et la pierre à chaux d'appoint.

Dans les usines situées à l'intérieur des terres, on considère qu'environ 20 à 25 p. 100 des substances minérales de la liqueur recyclée constituent une charge inutile. Le carbonate de sodium représente habituellement deux tiers environ de cette charge, le reste étant du sulfate de sodium. Dans les usines côtières, la quantité de NaCl présente peut être supérieure à la charge inutile normale en $Na_2CO_3$ et $Na_2SO_4$. La charge en composés divers renfermant du magnésium, de l'aluminium, du silicium, du manganèse et du fer dans le cycle de régénération de la liqueur constitue généralement environ 2 p. 100 de la charge inutile totale (Keitaanniemi et Virkola, 1978).

Dans le circuit du four à chaux, la charge inutile en provenance du système de recaustification est attribuable à trois sources:

1) *Recyclage de la poussière.* La poussière des gaz de carneau du four à chaux représente environ 5 à 15 p. 100 de la charge introduite dans le four. Cette poussière est généralement recueillie dans un laveur Venturi et retournée dans le four par l'intermédiaire du système de lavage des boues de caustification. Étant donné que la teneur en matières solides dans le gâteau de filtration des boues de caustification est pratiquement fixe, on introduit un surplus d'eau en les recyclant de la sorte.

2) *Hydroxyde de calcium ($Ca(OH)_2$) ou oxyde de calcium (CaO) n'ayant pas réagi*, présents dans les boues de caustification. Ils peuvent représenter de 0 à 10 p. 100 en poids, mais en général les boues en contiennent moins de 0,5 p. 100.

3) *Matières inertes* (c.-à-d. matières autres que CaO, $Ca(OH)_2$ ou $CaCO_3$). Les boues de caustification introduites dans le four à chaux contiennent habituellement environ 5 p. 100 de matières inertes, en poids. Parmi celles-ci, les cations indésirables comme ceux de Na, Mg, Fe et Mn, dans des composés tels que $Na_2S$, $Na_2SO_4$, NaOH, $Na_2CO_3$, $Mg(OH)_2$ (hydroxyde de magnésium), $Fe_2O_3$ (oxyde ferrique) et $Mn_3O_4$ (oxyde de manganèse). Les anions indésirables comprennent des complexes d'aluminium, des complexes de silice, des phosphates ($PO_4^{=}$) et des sulfates ($SO_4^{=}$), dans des composés tels que le silicate de calcium et d'aluminium ($Ca_2Al_\gamma SiO_3$), le silicate de calcium ($Ca_2SiO_4$), le phosphate de calcium ($Ca(PO)_4$) et le sulfate de calcium ($CaSO_4$). La présence de $Na_2S$, $Na_2SO_4$, NaOH et $Na_2CO_3$ dans les boues de caustification est due à un lavage incomplet de celles-ci. Généralement, les composés sodiques sous forme de $Na_2O$ représentent environ 0,5 p. 100 en poids des boues de caustification introduites dans le four à chaux. Le $CaSO_4$ provient de la réaction de $Na_2SO_4$ avec $CaCO_3$, réaction si faible cependant que la quantité de $CaSO_4$ introduite avec les boues de caustification est probablement inférieure à 0,2 p. 100 en poids.

**2.1.1 Facteurs justifiant la diminution de la charge inutile.** - La charge inutile dans le cycle de régénération de la liqueur devrait être réduite pour quatre raisons surtout.

1) Elle limite la capacité des installations de recyclage, particulièrement celle de la chaudière de récupération.

2) Elle augmente les émissions de SRT (soufre réduit total) par la chaudière de récupération (conséquence indirecte de la température).

3) Il y a davantage d'eau à chauffer, évaporer et pomper d'où des besoins accrus en énergie.

4) Elle provoque l'encrassement des conduites de transfert, des réchauffeurs du lessiveur et des évaporateurs de la liqueur noire.

Le principal inconvénient de la charge inutile dans le circuit de la chaux est l'introduction d'eau dans le four à chaux, qui entraîne une consommation accrue d'énergie

pour l'évaporation. Les matières solides de cette charge doivent elles aussi être chauffées jusqu'à la température de calcination, tout comme $CaCO_3$. Les besoins thermiques créés par la charge inutile influent directement sur la production de CaO. Si on diminue la charge inutile du four, la capacité de celui-ci augmente et sa consommation en combustible diminue.

## 2.2 Procédé proposé pour la réduction de la charge inutile

Le procédé envisagé consiste à évaporer la liqueur blanche. L'évaporation est poussée jusqu'à la précipitation de $Na_2CO_3$ avec la burkéite ($Na_2CO_3 \cdot 2Na_2SO_4$) sans cependant que le point de solubilité de NaCl et de $Na_2S$ soient atteints.

Le procédé proposé est schématisé sommairement à la figure 1. La figure 2 présente le schéma de fonctionnement conçu pour l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. à Prince George (C.-B.). Pour fins de comparaison, la figure 3 illustre le procédé de régénération de la liqueur actuellement utilisé à cette usine. Avec le procédé que nous proposons, la liqueur blanche serait évaporée jusqu'à précipitation de la majeure partie du $Na_2CO_3$ et du $Na_2SO_4$ sous forme de mélange de $Na_2CO_3$ et de burkéite, sans permettre toutefois la précipitation de $Na_2S$ et de NaCl. Les matières précipitées seraient extraites de la liqueur blanche concentrée à l'aide de séparateurs à cyclone. Les cristaux recueillis seraient lixiviés à l'eau chaude sur un filtre à courroie, opération qui permettrait de dissoudre à la fois $Na_2CO_3$ et $Na_2SO_4$, avec d'abord dissolution de $Na_2CO_3$. Le lixiviat serait recyclé dans le bac extincteur de chaux existant, pour la caustification de $Na_2CO_3$. Les cristaux seraient composés d'un tiers de $Na_2SO_4$ et deux tiers de $Na_2CO_3$. Ces cristaux seraient dissous par lavage faible, et traités dans des cuves de caustification secondaires où la majeure partie du $Na_2CO_3$ serait convertie en NaOH. La liqueur blanche des cuves de caustification secondaires serait mélangée avec la liqueur blanche concentrée provenant de l'évaporateur. Le mélange serait ensuite dilué jusqu'à une concentration normale avec l'excès de liqueur noire dilué provenant du lavage de la pâte brune avant son entrée dans le lessiveur.

Le procédé proposé permet de réduire la quantité de $Na_2CO_3$ dans la liqueur noire. On peut prévoir assez précisément de quel ordre sera la diminution, d'après les caractéristiques de l'usine. Dans le cas qui nous concerne, la quantité de $Na_2CO_3$ chuterait d'environ 80 p. 100. L'évaporation de la liqueur blanche et le recyclage du

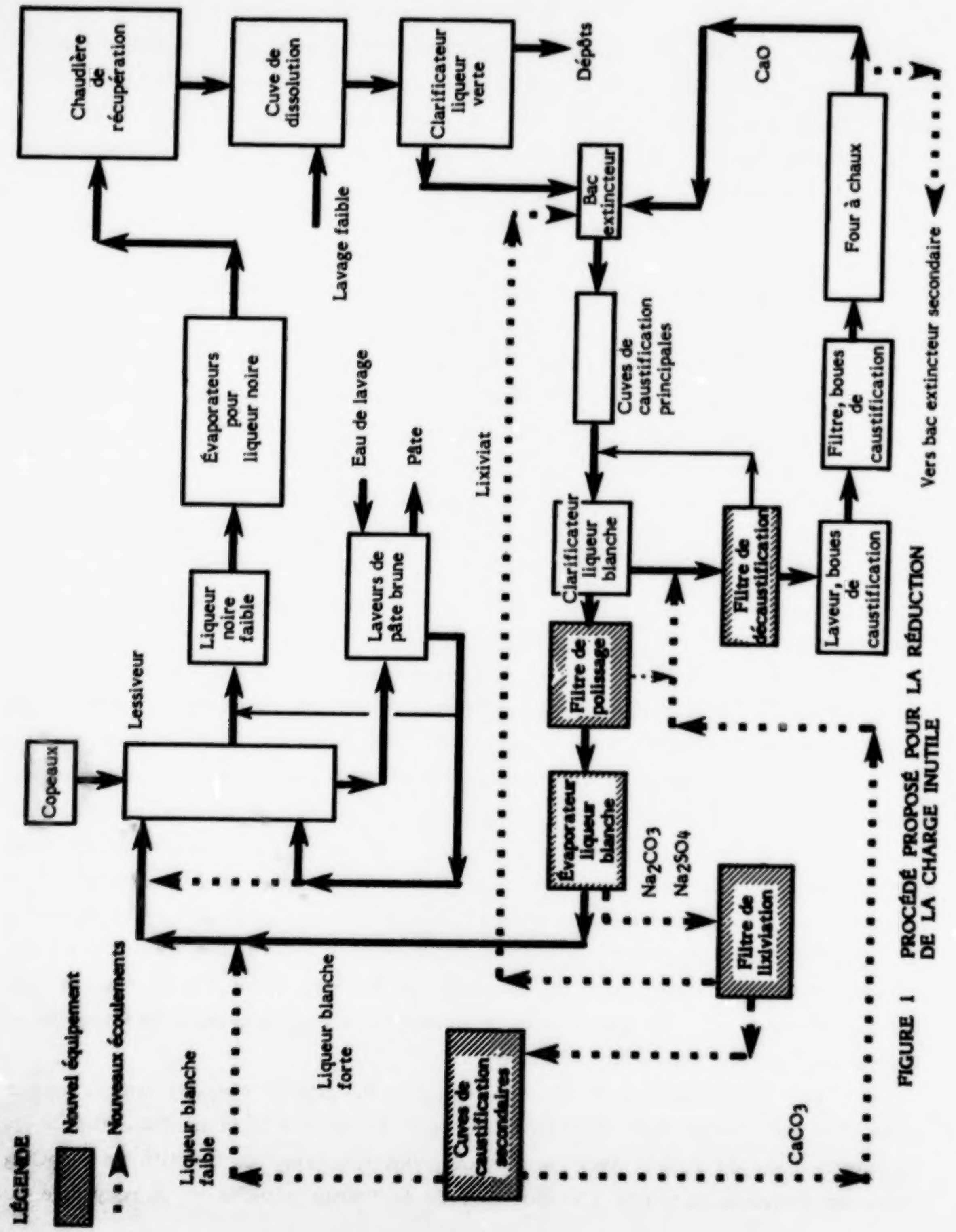
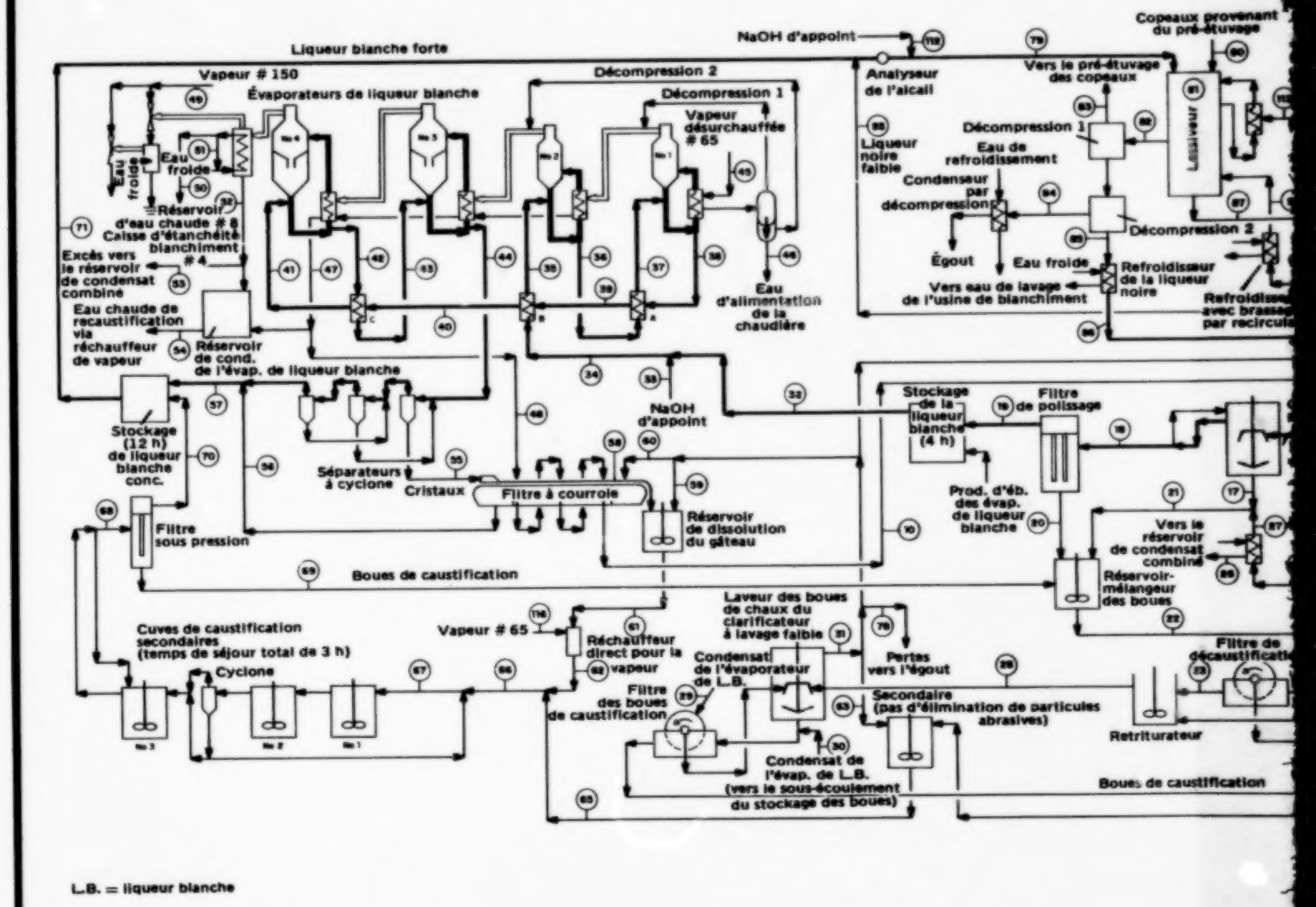
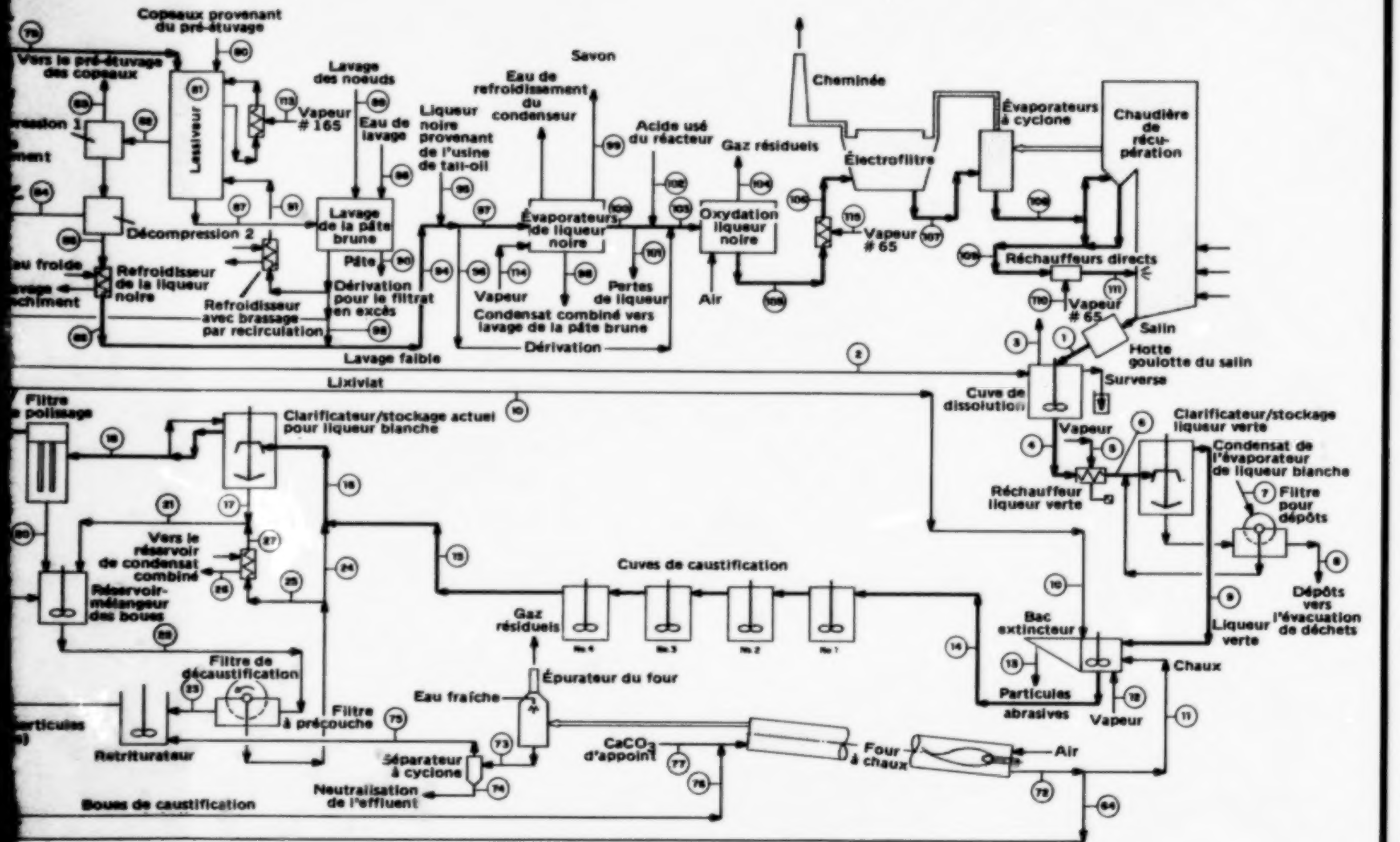



FIGURE 1 PROCÉDÉ PROPOSÉ POUR LA RÉDUCTION DE LA CHARGE INUTILE






L.B. = liqueur blanche



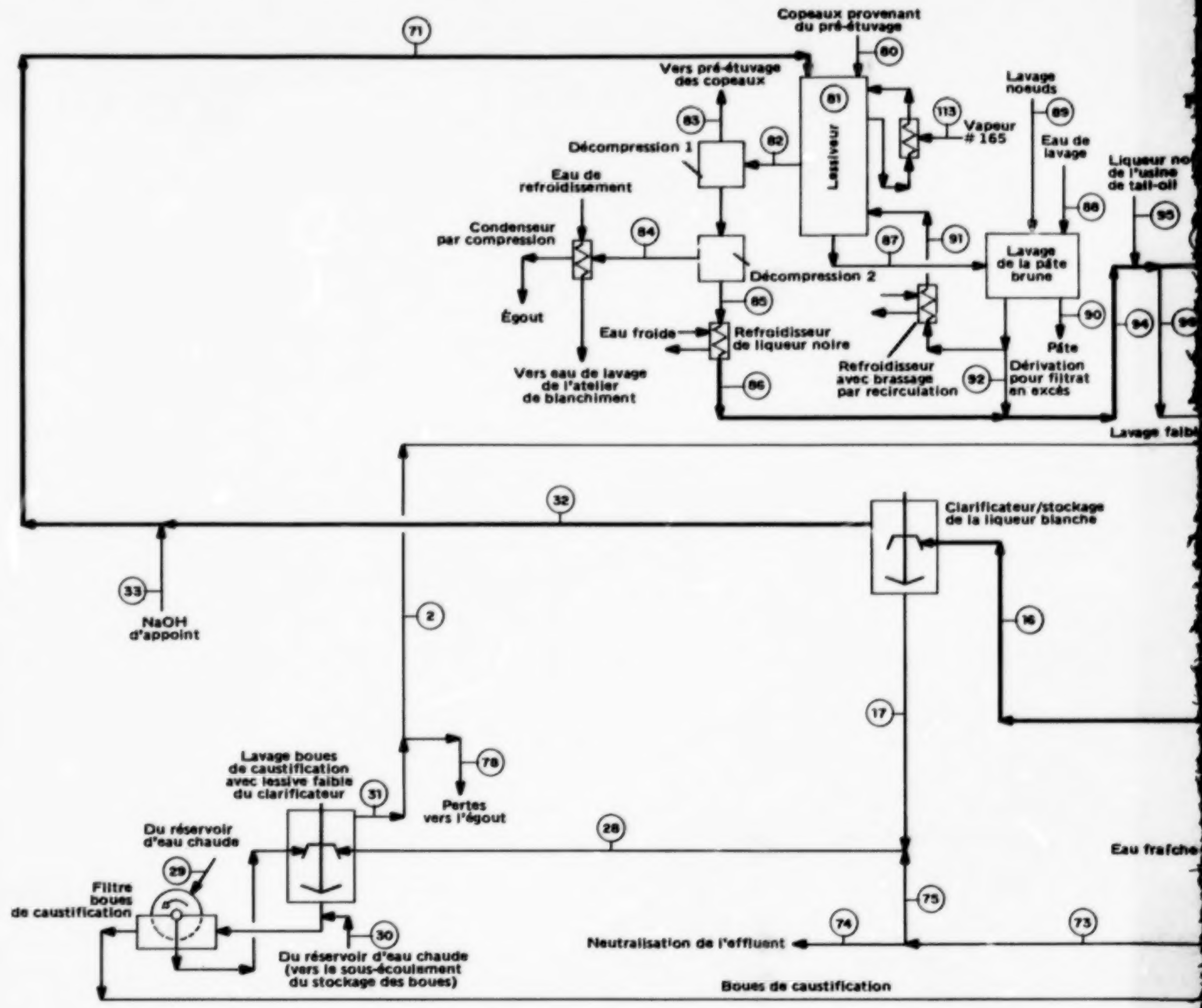

28 février 1985

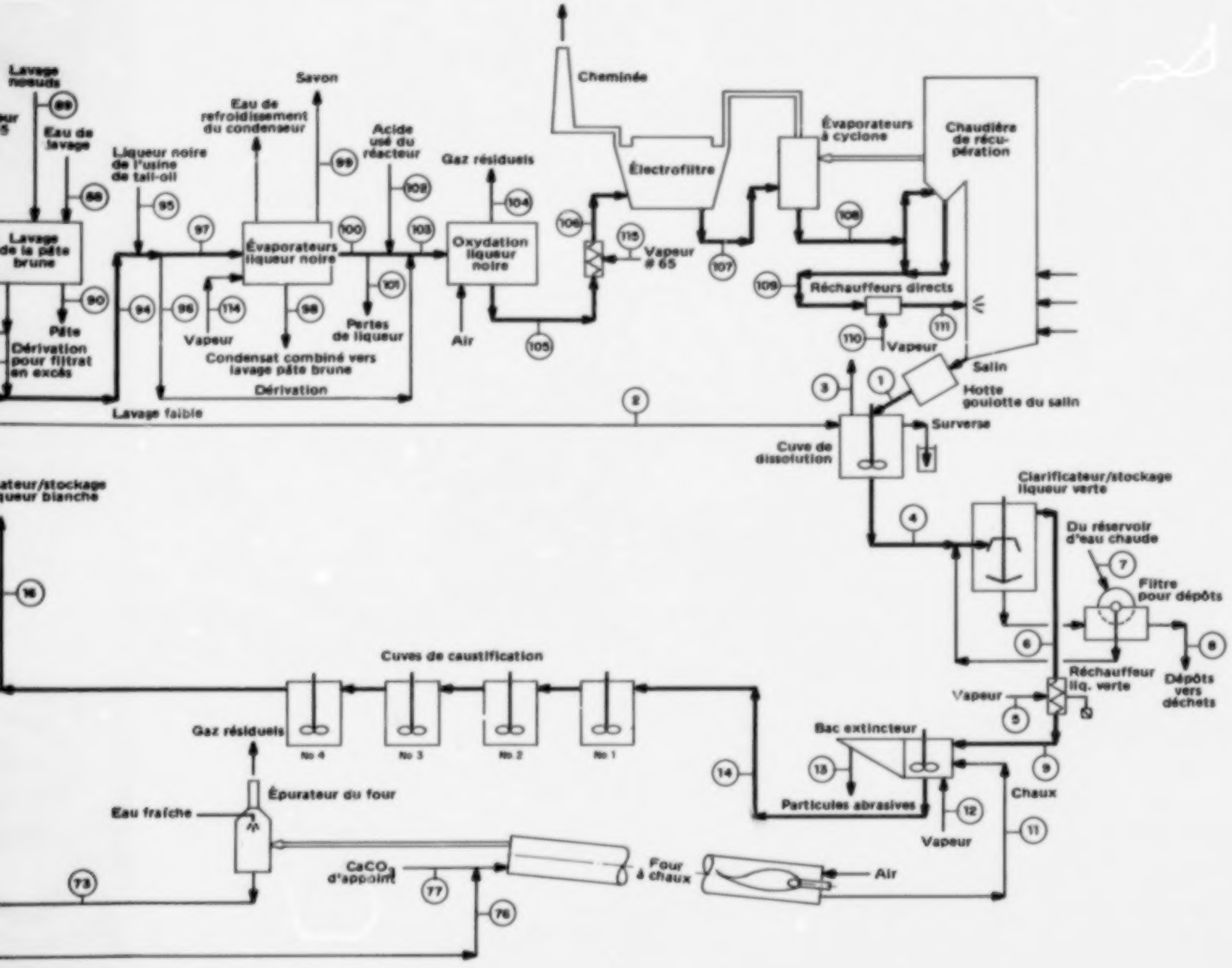
**FIGURE 2 DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT: PROCÉDÉ PROPOSÉ**

Sandwell

V5350
Réduction de la charge inutile
dans le procédé
de fabrication de pâtes kraft








28 février 1985

**FIGURE 3 DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT: SITUATION ACTUELLE**

Sandwell

V5350
Réduction de la charge inutile dans le procédé de fabrication de pâtes kraft

$Na_2CO_3$ et du $Na_2SO_4$ précipités dans les cuves de caustification n'auraient aucun effet direct sur la charge inutile en $Na_2SO_4$, du fait de la réduction de la charge inutile en $Na_2CO_3$. Toutefois, suite à la réduction de la charge en $Na_2CO_3$ dans la liqueur noire, les conditions de fonctionnement de la chaudière de récupération seraient améliorées, si bien que la teneur du salin en $Na_2SO_4$ devrait diminuer. De plus, dans le procédé proposé, on minimiserait l'oxydation de $Na_2S$ dans le système de recaustification, par ex. en réduisant l'infiltration d'air dans la cuve de dissolution. L'évaporation de la liqueur blanche entraînerait donc indirectement une baisse de la charge inutile en $Na_2SO_4$ dans le cycle de régénération de la liqueur. Bien qu'il soit techniquement possible de prédire une telle réduction, on ne peut la chiffrer avec exactitude. Il est clair cependant qu'il y aura diminution de la charge inutile en $Na_2SO_4$ et nous avons tenté de la quantifier pour les calculs de bilan massique. Avec l'information existante, on prévoit que le taux de réduction du sulfate de sodium dans la liqueur verte, à l'Intercontinental Pulp Company Ltd. de Prince George, passerait de 82 p. 100 à 96 p. 100, ce qui représente une réduction de 50 p. 100 de la charge inutile en $Na_2SO_4$ par rapport à la situation présente.

Si les produits précipités par évaporation de la liqueur blanche étaient directement recyclés dans les cuves de caustification existantes, une importante accumulation de $Na_2SO_4$ s'y produirait. Il y aurait dix fois plus de $Na_2SO_4$ dans les cuves de caustification que dans le salin. L'inconvénient le plus manifeste de fortes teneurs en $Na_2SO_4$ dans les cuves de caustification est une réduction de la causticité d'équilibre consécutive à la diminution de la teneur totale en ions sodium. Autre inconvénient possible: $Na_2SO_4$ peut réagir avec $Na_2CO_3$ pour former $CaSO_4$, produit qui constituerait une charge inutile pour le four à chaux; la portée de cette réaction semble cependant limitée. Des teneurs élevées en $Na_2SO_4$ dans les cuves de caustification ne modifieraient pas le reste du cycle de régénération de la liqueur lors de fonctionnement normal du système d'évaporation de la liqueur blanche. Advenant toutefois la nécessité de mettre ce système hors service et d'utiliser de la liqueur blanche non évaporée pour la fabrication de la pâte, certains problèmes pourraient surgir. Une quantité importante de liqueur blanche non évaporée à forte teneur en $Na_2SO_4$ serait initialement introduite dans les systèmes de fabrication de la pâte et de régénération de la liqueur, et il y aurait une importante formation de dépôts de $Na_2CO_3$ - $Na_2SO_4$ dans les évaporateurs de liqueur noire. Il s'agirait là d'un problème sérieux. De faibles facteurs de concentration pour $Na_2SO_4$, 2 par exemple, seraient probablement acceptables, mais un facteur de l'ordre de 10 ne conviendrait absolument pas. Le procédé proposé a donc été conçu pour permettre à une quantité limitée de

$Na_2SO_4$ de quitter les cuves de caustification tout en minimisant la quantité de $Na_2CO_3$ entraînée avec lui. Le filtre de lixiviation à courroie et les cuves de caustification secondaires rendraient la chose possible.

Étant donné que le lixiviat du filtre à courroie contiendrait un peu de $Na_2SO_4$, il y aurait accumulation de ce composé dans les cuves de caustification existantes. Le degré d'accumulation serait limité à un facteur de 2,5 (autrement dit, la quantité de $Na_2SO_4$ dans les cuves de caustification principales serait 2,5 fois plus élevée que la quantité de $Na_2SO_4$ introduite dans le système de caustification par le salin, et qui en sort avec la liqueur blanche combinée). Avec le procédé proposé, la quantité de $Na_2SO_4$ dans le salin diminuerait de moitié. Même avec un facteur de concentration de 2,5, la teneur en $Na_2SO_4$ dans les cuves de caustification principales ne serait pas beaucoup plus élevée avec le procédé proposé, qu'elle ne l'est actuellement.

Les cuves de caustification secondaires sont une composante nécessaire du procédé proposé car les cristaux lixiviés sur le filtre à courroie renfermeraient du $Na_2CO_3$. En l'absence d'un système de caustification secondaire, l'efficacité du procédé proposé pour la réduction de la charge inutile en $Na_2CO_3$ diminuerait d'environ 25 p. 100. Le rendement global du procédé serait alors lié au taux de réduction du salin du fait que le rapport $Na_2CO_3/Na_2SO_4$ dans les cristaux lixiviés serait fixé approximativement à 2:1.

Notre procédé a été fondé au départ sur une concentration relativement élevée de la liqueur verte, de façon à minimiser les besoins en évaporation de liqueur blanche. On a cependant limité la concentration de la liqueur verte à environ 130 g/l sous forme de $Na_2O$, pour éviter la formation d'un dépôt de pirssonite. C'est à cause de la pirssonite également que l'on a opté pour la lixiviation des cristaux à l'eau chaude plutôt que d'utiliser un lixiviant faible, et pour le recyclage du lixiviat dans le bac extincteur. Avec une liqueur verte forte et le recyclage du lixiviat dans le bac extincteur existant, la liqueur blanche dans le clarificateur de liqueur blanche aurait une concentration d'environ 142 g/l, sous forme de $Na_2O$. On craignait qu'une telle concentration réduise la capacité du clarificateur de liqueur blanche en cas de perturbations éventuelles dans le procédé. Pour écarter tout risque, un filtre de polissage pour le trop-plein du clarificateur a été prévu.

La teneur en solides du soutirat du clarificateur diminuerait quelque peu avec la forte concentration de la liqueur blanche. La teneur accrue en soude de la liqueur blanche, combinée à une teneur moindre en matières solides du soutirat, ferait augmenter la teneur en composés sodiques de ce dernier d'environ 35 p. 100. Simultanément, la consommation

d'eau de lavage diminuerait d'environ 25 p. 100 par suite de la concentration plus grande de la liqueur verte. Ces deux facteurs laissaient envisager un problème à l'étape du lavage des boues de caustification. Pour contourner cette difficulté, le procédé comprendrait un filtre de décaustification à précouche pour le soutirat du clarificateur, de façon à porter la teneur en matières solides à 47 p. 100 en poids, avant le lavage des boues de caustification. Ces boues pourraient alors être lavées de façon satisfaisante dans le système existant, tout en réduisant de 25 p. 100 la consommation actuelle d'eau de lavage.

Le procédé a été conçu pour un rendement maximal tout en minimisant la consommation totale d'énergie de l'usine, et il est présenté en tenant compte de ces deux objectifs. Pour les atteindre, les installations devraient subir des modifications majeures et le procédé de régénération de la liqueur serait beaucoup plus complexe. Le procédé proposé pourrait être simplifié en sacrifiant partiellement l'efficacité et(ou) le rendement énergétique.

## 2.3 Évaporation de la liqueur blanche: l'expérience industrielle

La technique d'évaporation de la liqueur blanche n'est pas nouvelle. Elle est actuellement utilisée à l'usine de la Great Lakes Forest Products Ltd. de Thunder Bay. La liqueur blanche y est évaporée en deux étapes. La première consiste à éliminer $Na_2CO_3$ et la burkéite (comme on le propose ici); la seconde et les étapes ultérieures permettent d'éliminer le NaCl accumulé lors du recyclage en circuit fermé maintenant appliqué à cette usine. Les problèmes de mise au point ont été surmontés, et le système d'évaporation de la liqueur blanche fonctionne maintenant presque sans perturbations. La mise en marche est relativement simple et il n'y a pas de gros problèmes de fonctionnement ni d'entretien. Le procédé que nous proposons ne comprend que la première étape d'évaporation, vu que la plupart des usines de pâtes sont situées à l'intérieur des terres et que la liqueur régénérée ne renferme pas beaucoup de NaCl. Pour les usines côtières où l'accumulation de NaCl lors de la régénération de la liqueur peut constituer un problème, le procédé proposé pourrait comprendre l'élimination du NaCl, comme à l'usine de la Great Lakes Forest Products Ltd., mais il faudrait alors réduire la sulfidité de la lessive.

Le mode d'évaporation de la liqueur blanche que nous proposons se distingue toutefois de ce qui se fait à la Great Lakes, car à cet endroit:

- La liqueur blanche concentrée est diluée par l'effluent de l'usine de blanchiment plutôt que par la liqueur noire diluée, en raison du fonctionnement en circuit fermé de l'usine.

- Les matières cristallisées dans la première étape d'évaporation ($Na_2CO_3$ plus burkéite) sont ajoutées à la liqueur blanche diluée, plutôt que soumises à la recaustification. Pour ces matières, il n'y a pas de filtre de lixiviation à courroie ni de système de caustification secondaire. Par conséquent, à l'usine de Thunder Bay, la charge inutile n'est réduite en aucun point du procédé.

- La consommation de vapeur est plus élevée qu'elle ne le serait avec le procédé proposé. Le procédé utilisé à la Great Lakes requiert plus d'étapes d'évaporation, la liqueur verte est moins concentrée (davantage d'eau à évaporer), et la liqueur blanche doit être évaporée davantage pour précipiter NaCl.

- La liqueur verte est moins concentrée et le clarificateur de la liqueur blanche convient, ce qui rend inutile le filtre de polissage et le filtre de décaustification. Nous les avons inclus dans notre procédé pour parer à tout problème éventuel.

Dans l'une de leurs communications techniques sur le concept d'usine fonctionnant en circuit fermé, Rapson et Reeve (6) proposent que la liqueur blanche soit évaporée en une seule étape pour précipiter NaCl et $Na_2CO_3$, et que le précipité soit lixivié pour dissoudre tout le $Na_2CO_3$, et seulement une partie du NaCl, ce qui ne laisserait que du NaCl. Les mêmes auteurs ont proposé que le lixiviat soit recyclé dans la cuve de dissolution ou dans la liqueur verte. Ainsi, dans leur concept d'usine en circuit fermé, Rapson et Reeve voyaient dans l'évaporation de la liqueur blanche un moyen de réduire la charge inutile. Les publications ultérieures ne font cependant pas mention de cette possibilité mais le procédé utilisé à l'usine de la Great Lakes Forest Products Ltd. de Thunder Bay fonctionnant en circuit fermé comporte le recyclage direct de la burkéite et du $Na_2CO_3$ précipités. La réduction de la charge inutile par le truchement de l'évaporation de la liqueur blanche n'est cependant pas recherchée dans le cadre des opérations normales de l'usine.

Pendant une période d'essai, la Great Lakes Forest Products Ltd. a recyclé 80 p. 100 des matières précipitées à partir de la liqueur blanche, dans la cuve de dissolution du salin remplie d'un lixiviant faible. On ne possède que peu de précisions sur cet essai mais on sait toutefois que deux problèmes ont été observés. Il y a eu *a*) formation de fins cristaux lors de la première étape d'évaporation de la liqueur blanche;

et b) formation excessive de dépôts dans certaines parties du circuit de la liqueur verte. Pendant l'essai, on n'a pas tenté de purger les cuves de caustification du $Na_2SO_4$. La teneur en $Na_2SO_4$ dans ces cuves a probablement quadruplé. L'essai a duré plusieurs semaines.

Lors de l'essai, la structure des cristaux formés dans les évaporateurs de la liqueur blanche est apparemment passée de la croissance hétérogène souhaitée (grands cristaux) à une croissance dispersée homogène (petits cristaux). La forte teneur en $Na_2SO_4$ de la liqueur blanche non évaporée en serait peut-être la cause. Comme on l'a mentionné précédemment, le procédé proposé permettrait d'éviter les fortes teneurs en $Na_2SO_4$ dans la liqueur blanche non évaporée. De plus, le système de décantation utilisé à Thunder Bay pour séparer les cristaux de la liqueur blanche évaporée a été remplacé depuis par un système à cyclone, plus efficace pour les petits cristaux. Les problèmes de croissance cristalline rencontrés pendant cet essai de recyclage ne devraient pas se poser avec le procédé proposé.

La seconde difficulté rencontrée lors du recyclage de la burkéite et du $Na_2CO_3$ à la Great Lakes a été l'encrassement excessif des conduites de solution de lavage faible, ainsi que des conduites d'amenée au clarificateur de la liqueur verte. Des recherches ont montré que la pirssonite était à l'origine de l'encrassement observé. Sur la base des facteurs déterminant la formation de pirssonite, on croit que la formation de dépôts de ce type pourra être évitée avec le procédé proposé. Il prévoit notamment la lixiviation à l'eau chaude des matières précipitées de préférence à une solution de lavage faible. De plus, ces produits recyclés ne seraient pas ajoutés avant le bac extincteur, ce qui permettrait d'éviter les difficultés évidentes dans la cuve de dissolution, le clarificateur de la liqueur verte et les conduites de transvasement de celle-ci.

## 3 UNE VUE D'ENSEMBLE DES BILANS MASSIQUES

La figure 4 présente un résumé des bilans massiques pour la mise en oeuvre du procédé proposé à l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. À des fins de comparaison, la figure 5 donne les bilans massiques dans les conditions actuelles d'exploitation à cette compagnie. L'examen de ces bilans massiques révèle quelques incohérences mineures attribuables au fait que les bilans ont été déterminés dans trois sections distinctes: la caustification et l'évaporation de la liqueur blanche; le lessiveur et les piles laveuses; et la section entre les piles laveuses et les buses d'injection de la liqueur noire dans la chaudière de récupération. De plus, en beaucoup de points, les calculs ont été effectués par la méthode d'approximations successives. Des simplifications théoriques ont été faites; par exemple, on a supposé que la perte de produits chimiques vers l'égout, sous forme de liqueur noire, ne se produisait qu'en un seul point. Il en a été de même pour les pertes de produits chimiques dans les cuves de caustification (sous la forme de solution de lavage faible). Ces simplifications ne traduisent évidemment pas la réalité mais elles ont été appliquées aussi bien pour le procédé proposé que pour les conditions existantes. Les incohérences mineures et les simplifications théoriques ne devraient pas introduire d'erreur significative dans l'étude comparative du procédé proposé et de l'exploitation actuelle.

Le $Na_2S$ est à toute fin pratique complètement dissocié dans les liqueurs verte, blanche et noire. Par conséquent, tous les calculs de bilans massiques ont été fondés sur l'hydrolyse de $Na_2S$ en NaHS dans la cuve de dissolution, et sur la quantité de $Na_2S$ présente sous forme de NaHS dans le reste du cycle. Pour des raisons de conformité, le NaHS est représenté sous forme de $Na_2S$ aux figures 4 et 5.

En comparant les bilans massiques présentés à la figure 4 pour le procédé proposé aux conditions actuelles (figure 5) les points suivants méritent d'être soulignés relativement au procédé proposé:

1) La teneur en carbonate de sodium de la liqueur blanche entrant dans le lessiveur baisserait de 80 p. 100.

2) La causticité de la liqueur blanche allant au lessiveur passerait de 83 p. 100 à 96 p. 100.

3) Les teneurs en $Na_2SO_4$, $Na_2SO_3$, thiosulfate de sodium ($Na_2S_2O_3$) et polysulfures de la liqueur blanche pénétrant dans le lessiveur diminueraient de 50 p. 100.

**PROCÉDÉ PROPOSÉ**

| Circuit # | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | 401.7 | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2SO_4$ | 10.7 | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2S$ | 136.7 | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | 3.9 | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | 0 | 0 | | 0 | | 0 | | 0 | 0 | | 192.7 | | 0 | 40.2 |
| $CaCO_3$ | 0 | 2.2 | | 2.2 | | 2.2 | | 2.2 | 0 | | 2.3 | | 2.3 | 258.0 |
| NaCl | 4.4 | | | | | | | | | | | | | |
| Inertes | 0.9 | 0 | | 0 | | 0 | | 0 | 0 | | 19.0 | | 0 | 19.0 |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | | 17.8 | | 419.1 | | 419.1 | 0 | * | 419.1 | 113.4 | | | * | 258.9 |
| $Na_2SO_4$ | | 3.0 | | 13.7 | | 13.7 | 0 | * | 13.7 | 18.2 | | | * | 27.9 |
| NaOH | | 33.6 | | 97.0 | | 97.0 | 0 | * | 97.0 | 19.8 | | | * | 263.0 |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | | 7.7 | | 184.8 | | 184.8 | 0 | * | 184.8 | 8.7 | | | * | 153.1 |
| $H_2O$ | | [illegible] | | [illegible] | | [illegible] | 23.0 | 3.0 | [illegible] | 378.1 | | | 20.0 | 3175 |
| $Na_2SO_3$ | | 0 | | 2.1 | | 2.1 | | | 2.1 | 0 | | | | |
| $Na_2S_2O_3$ | | 0 | | 1.0 | | 1.0 | | | 1.0 | 0 | | | | |
| Polysulfures | | 0 | | 0.7 | | 0.7 | | | 0.7 | 0 | | | | |
| NaCl | | 1.5 | | 10.4 | | 10.9 | | | 10.9 | 0 | | | | |
| ATT (g/l, sous forme $Na_2O$) | | | | 130 | | 130 | | | 129 | | | | | 142.0 |
| % de sulfidité (AA) | | | | | | | | | | | | | | |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | | 1.07 | | 1.08 | | 1.08 | | | | | | | | 1.195 |
| % solides en suspension, de poids | | | | | | | | | | | | | | |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$/vapeur | | | 175 | | 0 | | | | | | | 53 | | |
| TEMP. (°C) | 140 | 75 | 40 | 90 | 70 | 90 | 70 | 70 | 58 | 75 | | | | 105 |

| Circuit # | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2SO_4$ | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2S$ | | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | 0 | | | | | | | | | | | | | |
| $CaCO_3$ | 384.1 | 384.1 | 384.1 | 0 | 0 | 0 | 380.1 | 350.4 | 350.0 | 0 | 0 | | 0 | [illegible] |
| NaCl | | | | | | | | | | | | | | |
| Inertes | 19.0 | 19.0 | 19.0 | 0 | 0 | 0 | 19.0 | 18.8 | 18.4 | 0 | 0 | | 0 | 21.1 |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | 107.7 | 177.8 | 32.1 | 185.7 | 185.7 | 0 | 95.8 | 95.7 | 22.1 | 18.1 | 13.3 | | 13.3 | 22.3 |
| $Na_2SO_4$ | 27.9 | 30.6 | 5.3 | 25.3 | 25.3 | 0 | 9.3 | 10.6 | 3.9 | 2.7 | 4.0 | | 4.0 | 3.9 |
| NaOH | 331.7 | 380.7 | 63.9 | 297.3 | 297.6 | 0 | 105.7 | 107.7 | 16.4 | 29.0 | 42.3 | | 42.3 | 16.0 |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | 153.1 | 172.9 | 29.3 | 143.6 | 143.6 | 0 | 61.0 | 61.4 | 9.6 | 19.4 | 32.1 | | 32.1 | 9.6 |
| $H_2O$ | 3175 | 3953 | 646.9 | [illegible] | [illegible] | 0 | 471 | [illegible] | 352.8 | 277.0 | 184.1 | 130 | 384.1 | [illegible] |
| $Na_2SO_3$ | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2S_2O_3$ | | | | | | | | | | | | | | |
| Polysulfures | | | | | | | | | | | | | | |
| NaCl | | | | 9.3 | 9.3 | | | | 1.6 | | | | | |
| ATT (g/l, sous forme $Na_2O$) | 142.0 | | | | | | | | | | | | | |
| % de sulfidité (AA) | | | | 33.1 | 33.1 | | | | | | | | | |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | 1.15 | | | | | | | | | | | | | |
| % solides en suspension, de poids | 8.7 | | 33.0 | | | 40.0 | | | 97.1 | | | | | 11.8 |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$/vapeur | | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP. (°C) | 101 | 100 | 100 | | | 100 | | | 70 | 70 | 70 | 50 | 20 | |

* Compris dans les pertes à l'égout, circuit # 78

**Toutes les valeurs sont en kg/ADUt, à moins d'indication contraire**

**PROCÉDÉ PROPOSÉ**

| CIRCUIT # | 79 | 80 | 81 | 82 | 83 | 84 | 85 | 86 | 87 | 88 | 89 | 90 | 91 | 92 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | | | |
| Bois sec | | 2000 | 2000 | | | | | | | | | | | |
| Pâte | | | | 0 | | | | | | | | 1000 | | |
| Eau | | 2000 | | | | | | | | | | | | |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | | | |
| Inorganiques | 493 | | 543 | 179 | | 0 | 179 | 179 | 113 | | | 4 | 68 | 19 |
| Organiques | 153 | | 153 | 1242 | | 5 | 1237 | 1237 | 782 | | | 31 | 472 | 127 |
| Total solides dissous | 646 | | 696 | 1421 | | - | 1416 | 1416 | 895 | 0 | 0 | 35 | 540 | 146 |
| $Na_2CO_3$ | | | | | | | | | | | | 0.3 | | |
| $Na_2SO_4$ | | | | | | | | | | | | 0.2 | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | 2.1 | | |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | | | | | | | | | | | | 2.0 | | |
| $H_2O$ | 3316 | 607 | 5923 | 5992 | | | 5225 | 5225 | 7205 | 10176 | 380 | 4265 | 7205 | 1955 |
| $Na_2S_2O_3$ | | | | | | | | | | | | 0.1 | | |
| $Na_2SO_3$ | | | | | | | | | | | | 0 | | |
| Polysulfures | | | | | | | | | | | | 0 | | |
| NaCl | | | | | | | | | | | | 0.2 | | |
| % de sulfidité (AA) | | | 31.4 | 85.9 | | | | | | | | | | |
| AE (g/l sous forme $Na_2O$) | | | 50.4 | 4.2 | | | 10.3 | 10.3 | 5.3 | | | | | |
| % solides dissous | | | 10.4 | 19.3 | | | 21.4 | 21.4 | 11.1 | | | | | |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | | | 1.10 | 1.09 | | | 1.08 | | 1.08 | | | | | |
| Volume ($m^3$/ADUt) | | | 6.07 | 7.16 | | | 6.39 | | 7.4 | | | | | |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$ | | | | | 475 | 239 | | | | | | | | |
| TEMP. (°C) | 73 | 105 | | | 160 | 130 | 160 | 160 | 85 | 51 | 1 | | | |

| CIRCUIT # | 93 | 94 | 95 | 96 | 97 | 98 | 99 | 100 | 101 | 102 | 103 | 104 | 105 | 106 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | | | |
| Bois sec | | | | | | | | | | | | | | |
| Pâte | | | | | | | | | | | | | | |
| Eau | | | | | | | | | | | | | | |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | | | |
| Inorganiques | 22 | 198 | 0.5 | 9 | 189 | 0 | 0 | 190 | 8 | 31 | 221 | | 298 | 298 |
| Organiques | 153 | 1364 | 2.5 | 63 | 1304 | 4.4 | 16.4 | 1290 | 56 | 0 | 1293 | | 1293 | 1293 |
| Total solides dissous | 175 | 1562 | 3 | 72 | 1493 | 4.4 | 16.4 | 1471 | 64 | 35 | 1514 | | 1530 | 1530 |
| $Na_2CO_3$ | | 16.3 | | | | | | | 0.7 | 0 | 15.6 | | 15.6 | 15.6 |
| $Na_2SO_4$ | | 9.0 | | | | | | | 0.0 | 28 | 37.0 | | 37.0 | 37.0 |
| NaOH | | 93.5 | | | | | | | 3.0 | 7 | 91.7 | | 91.7 | 91.7 |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | 5.1 | 88.7 | | | | | | | 3.6 | 0 | 85.1 | | 0 | 0 |
| $H_2O$ | 2336 | 7180 | 12 | 330 | 6862 | 4194 | 13.9 | 1902 | 318 | 105 | 1000 | 201 | 1300 | 1300 |
| $Na_2S_2O_3$ | | 2.0 | | | | | | | | 0 | 2.0 | | 80.2 | 80.2 |
| $Na_2SO_3$ | | 1.0 | | | | | | | | 0 | 1.0 | | 1.0 | 1.0 |
| Polysulfures | | 0.7 | | | | | | | | 0 | 0.7 | | 0.7 | 0.7 |
| NaCl | | 9.2 | | | | | | | | 1.0 | 10.2 | | 10.2 | 10.2 |
| % de sulfidité (AA) | | | | | | | | | | | | | | |
| AE (g/l sous forme $Na_2O$) | | | | | | | | | | | | | | |
| % solides dissous | | 17.9 | 18 | | 17.9 | | | 84.7 | | 25 | 88.4 | | 52.0 | 52.0 |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | | 1.05 | | | | | | | | 1.15 | | | | |
| Volume ($m^3$/ADUt) | | 8.38 | | | | | | | | | | | | |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$ | | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP. (°C) | 67 | 67 | 80 | | 80 | 72 | | 101 | | 40 | 60 | | 40 | 105 |

| Circuit # | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 | 31 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2SO_4$ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2S$ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $CaCO_3$ | 344.1 | 344.1 | 0 | 0 | 0 | 344.1 | 350.0 | 350.0 | 0 | 0 | | 0 | 181.5 | 0 | 0 | 2.3 |
| NaCl | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Inertes | 19.0 | 19.0 | 0 | 0 | 0 | 19.0 | 19.0 | 19.0 | 0 | 0 | | 0 | 21.1 | 0 | 0 | 0 |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | 177.8 | 37.1 | 195.7 | 195.7 | 0 | 95.4 | 95.7 | 22.1 | 10.1 | 13.3 | | 13.3 | 22.3 | 0 | 0 | 22.3 |
| $Na_2SO_4$ | 30.6 | 5.3 | 25.3 | 25.3 | 0 | 9.3 | 10.6 | 3.9 | 2.7 | 4.0 | | 4.0 | 3.9 | 0 | 0 | 3.9 |
| NaOH | 390.7 | 63.4 | 297.3 | 297.6 | 0 | 105.7 | 107.7 | 36.4 | 29.0 | 42.3 | | 42.3 | 36.0 | 0 | 0 | 36.4 |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | 172.9 | 29.3 | 143.6 | 143.6 | 0 | 61.8 | 61.9 | 9.6 | 10.9 | 32.1 | | 32.1 | 9.6 | 0 | 0 | 9.6 |
| $H_2O$ | 3953 | 646.9 | 2896 | 2896 | 0 | 971 | 446.8 | 352.8 | 277.0 | 164.1 | 110 (8) | 354.1 | 2950 | 519.0 | 538.0 | 3848 |
| $Na_2S_2O_3$ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2SO_3$ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Polysulfures | | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaCl | | | 9.3 | 9.3 | | | | 1.6 | | | | | | | | |
| ATT (g/l, sous forme $Na_2O$) | | | | | | | | | | | | | | | | |
| % de sulfidité (AA) | | | 33.1 | 33.1 | | | | | | | | | | | | |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | | | | | | | | | | | | | | | | |
| % solides en suspension, de poids | | 33.0 | | | 90.0 | | | 47.1 | | | | | 11.8 | | | 72.0 |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$/vapeur | | | | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP. (°C) | 100 | 100 | | | 100 | | | 70 | 70 | 70 | 60 (8) | 20 | | 70 | 70 | 70 |

| Circuit # | 32 | 33 | 34 | 35 | 36 | 37 | 38 | 39 | 40 | 41 | 42 | 43 | 44 | 45 | 46 | 47 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | | | | | | | | | | 0 | 44.7 | 44.7 | 110.1 | | | |
| $Na_2SO_4$ | | | | | | | | | | 0 | 12.7 | 12.7 | 20.8 | | | |
| $Na_2S$ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $CaCO_3$ | 0 | 0 | 0 | 0 | | | | | | | | | | | | |
| NaCl | | | | | | | | | | | | | 0 | | | |
| Inertes | 0 | 0 | 0 | 0 | | | | | | | | | | | | |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | 195.7 | 0 | 195.7 | 195.7 | 195.7 | 195.7 | 195.7 | 195.7 | 199.9 | 199.9 | 95.0 | 95.0 | 4.8 | 0 | 0 | 0 |
| $Na_2SO_4$ | 25.3 | 0 | 25.3 | 25.3 | 25.3 | 25.3 | 25.1 | 25.3 | 25.1 | 25.1 | 13.1 | 11.1 | 0.0 | 0 | 0 | 0 |
| NaOH | 297.3 | 22.0 | 319.3 | 319.3 | 319.3 | 319.3 | 319.3 | 319.3 | 319.1 | 110.1 | 110.1 | 110.1 | 110.3 | 0 | 0 | 0 |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | 143.6 | 0 | 143.6 | 143.6 | 143.6 | 143.6 | 143.6 | 143.6 | 181.6 | 181.6 | 181.6 | 181.6 | 181.6 | 0 | 0 | 0 |
| $H_2O$ | 2896 | 22.0 | 2960 | 2960 | 2422 | 2422 | 1970 | 1970 | 1970 | 1970 | 1379 | 1379 | 440.9 | 0 | 444.1 | 1396 |
| $Na_2S_2O_3$ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2SO_3$ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Polysulfures | | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaCl | 9.3 | | 9.3 | 9.3 | 9.3 | 9.3 | 9.3 | 9.3 | 9.1 | 9.1 | 9.1 | 9.1 | 9.3 | | | |
| ATT (g/l, sous forme $Na_2O$) | | | | | | | | | | | | | | | | |
| % de sulfidité (AA) | 33.1 | | 31.6 | | | | | | | | | | | | | |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | | | | | | | | | | | | | | | | |
| % solides en suspension, de poids | | | | | | | | | | | | | | | | |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$/vapeur | | | | | | | | | | | | | | 511.8 | | |
| TEMP. (°C) | 95 | | 95 | 104 | 108 | 120 | 136 | 112 | 99 | 66 | 68 | 64 | 66 | 105 | 60 | 43 |

| Circuit # | 48 | 49 | 50 | 51 | 52 | 53 | 54 | 55 | 56 | 57 | 58 | 59 | 60 | 61 | 62 | 63 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | | | | | | | | 130.9 | | 8.4 | 17.5 | 0 | 0 | 0 | | 0 |
| $Na_2SO_4$ | | | | | | | | 22.9 | | 1.9 | 8.7 | 0 | 0 | 0 | | 0 |
| $Na_2S$ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $CaCO_3$ | | | | | | | | | | 0 | | 0 | 0 | | | 0.1 |
| NaCl | | | | | | | | | | 0 | | | | | | |
| Inertes | | | | | | | | | | 0 | | 0 | 0 | | | 0 |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.1 | 1.1 | 6.4 | 0 | 0.2 | 0.2 | 17.9 | 17.9 | 0.5 |
| $Na_2SO_4$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.7 | 0.2 | 0.4 | 0 | 0.05 | 0.05 | 8.8 | 8.9 | 0.1 |
| NaOH | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 58.1 | 38.7 | 390.9 | 0 | 0.4 | 0.4 | 0.8 | 0.8 | 1.0 |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 29.1 | 15.6 | 138.9 | 0 | 0.1 | 0.1 | 0.2 | 0.2 | 0.2 |
| $H_2O$ | 125.4 | 0 | 12190 (8) | 46882 (8) | 551.8 | 575.4 | 1875 | 151.0 | 96.9 | 416.4 | 2.9 | 90.0 | 90.0 | 82.9 | 83.9 | 86.4 |
| $Na_2S_2O_3$ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2SO_3$ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Polysulfures | | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaCl | | | | | | | | | | 9.1 | | 0 | 0 | | | 0.1 |
| ATT (g/l, sous forme $Na_2O$) | | | | | | | | | | | | | | | | |
| % de sulfidité (AA) | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | | | | | | | | | | | | | | | | |
| % solides en suspension, de poids | | | | | | | | 90.0 | | | 90.0 | | | | | |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$/vapeur | | 14.8 | | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP. (°C) | 61 | 105 | 29 | 29 | 95 | 95 | 42.6 | | | 62 | | 70 | 70 | 81 | 100 | 70 |

| Circuit # | 64 | 65 | 66 | 67 | 68 | 69 | 70 | 71 | 72 | 73 | 74 | 75 | 76 | 77 | 78 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | | | | | | | | 6.9 | | | | | | | |
| $Na_2SO_4$ | | | | | | | | 1.5 | | | | | | | |
| $Na_2S$ | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | 9.5 | 9.5 | 9.5 | | 10.0 | | | | 201.2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| $CaCO_3$ | | | | | 15.3 | 15.1 | 0 | 0 | 2.3 | 35.0 | 10.9 | 24.1 | 191.2 | 15.8 | 0 |
| NaCl | | | | | | | | 0 | | | | | | | |
| Inertes | 0.8 | 0.4 | 0.8 | | 0.8 | 0.8 | 0 | 0 | 19.5 | 1.9 | 0.6 | 1.1 | 21.2 | 0.6 | 0 |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | | 0.5 | 18.8 | | 2.1 | 0.3 | 1.8 | 8.2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 4.0 |
| $Na_2SO_4$ | | 0.1 | 8.9 | | 0.9 | 1.3 | 7.6 | 8.5 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.7 |
| NaOH | | 1.0 | 1.8 | | 19.1 | 2.0 | 12.1 | 312.0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.0 |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | | 0.2 | 0.4 | | 0.8 | 0.1 | 0.3 | 135.2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.5 |
| $H_2O$ | | 82.6 | 166.5 | | 166.5 | 23.8 | 142.7 | 979.3 | 0 | 3744 | 1167 | 2577 | 157.5 | 0 | 616.5 |
| $Na_2S_2O_3$ | | | | | | | | 2.1 | | | | | | | 0 |
| $Na_2SO_3$ | | | | | | | | 1.0 | | | | | | | 0 |
| Polysulfures | | | | | | | | 0.7 | | | | | | | 0 |
| NaCl | | | 0.1 | | 0.1 | | 0.1 | 9.9 | | | | | | | 0 |
| ATT (g/l, sous forme $Na_2O$) | | | | | 70.5 | | | | | | | | | | |
| % de sulfidité (AA) | | | | | 2.8 | | | 30.78 | | | | | | | |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | | | | | 1.08 | | | | | | | | | | 1.02 |
| % solides en suspension, de poids | | | | 15.0 | 7.8 | 90.5 | | | | 0.98 | 0.98 | 0.49 | 72.0 | | |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$/vapeur | | | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP. (°C) | | 100 | 100 | | 98 | 98 | 98 | 84 | | | | | | | 70 |

contraire

| CIRCUIT # | 94 | 95 | 96 | 97 | 98 | 99 | 100 | 101 | 102 | 103 | 104 | 105 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | |
| Bois sec | | | | | | | | | | | | |
| Pâte | | | | | | | | | | | | |
| Eau | | | | | | | | | | | | |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | |
| Inorganiques | 198 | 0.5 | 9 | 189 | 0 | 0 | 194 | 8 | 11 | 221 | | 296 |
| Organiques | 1384 | 2.5 | 63 | 1304 | 9.9 | 14.9 | 1292 | 56 | 5 | 1293 | | 1293 |
| Total solides dissous | 1582 | 3 | 72 | 1493 | 9.9 | 16.9 | 1471 | 64 | 35 | 1514 | | 1530 |
| $Na_2CO_3$ | 16.3 | | | | | | | 0.7 | 0 | 15.6 | | 15.6 |
| $Na_2SO_4$ | 9.4 | | | | | | | 0.4 | 29 | 37.4 | | 37.4 |
| NaOH | 90.9 | | | | | | | 3.6 | 2 | 91.7 | | 91.7 |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | 60.7 | | | | | | | 3.6 | 0 | 95.1 | | 0 |
| $H_2O$ | 7486 | 12 | 330 | 6862 | 9394 | 13.9 | 1462 | 318 | 105 | 1600 | 221 | 1390 |
| $Na_2S_2O_3$ | 2.0 | | | | | | | | 0 | 2.0 | | 88.2 |
| $Na_2SO_3$ | 1.0 | | | | | | | | 0 | 1.0 | | 1.0 |
| Polysulfures | 0.7 | | | | | | | | 0 | 0.7 | | 0.7 |
| NaCl | 9.2 | | | | | | | | 1.0 | 10.2 | | 10.2 |
| % de sulfidité (AA) | | | | | | | | | | | | |
| AE (g/l sous forme $Na_2O$) | | | | | | | | | | | | |
| %solides dissous | 10.0 | 18 | | 17.9 | | | 94.7 | | 25 | 48.5 | | 52.4 |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | 1.08 | | | | | | | | 1.15 | | | |
| Volume ($m^3$/ADUt) | 0.9 | | | | | | | | | | | |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$ | | | | | | | | | | | | |
| TEMP. (°C) | | 89 | | 88 | 72 | | 101 | | 82 | 99 | | 98 |

| CIRCUIT # | 106 | 107 | 108 | 109 | 110 | 111 | 112 | 113 | 114 | 115 | 116 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | |
| Bois sec | | | | | | | | | | | |
| Pâte | | | | | | | | | | | |
| Eau | | | | | | | | | | | |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | |
| Inorganiques | 296 | 312 | 312 | 381 | | 380 | | | | | |
| Organiques | 1293 | 1293 | 1293 | 1293 | | 1293 | | | | | |
| Total solides dissous | 1530 | 1635 | 1635 | 1681 | | 1681 | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | 15.6 | 25.2 | 25.2 | 20.8 | | 29.8 | 0 | | | | |
| $Na_2SO_4$ | 37.4 | 123.0 | 123.0 | 165.0 | | 165.0 | 0 | | | | |
| NaOH | 91.7 | 91.7 | 91.7 | 91.7 | | 91.7 | 0 | | | | |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | 0 | 0 | 0 | 0 | | 0 | 0 | | | | |
| $H_2O$ | 1390 | 1297 | 980 | 980 | | 1018 | 0 | | | | |
| $Na_2S_2O_3$ | 88.2 | 88.2 | 88.2 | 88.2 | | 88.2 | | | | | |
| $Na_2SO_3$ | 1.0 | 1.0 | 1.0 | 1.0 | | 1.0 | | | | | |
| Polysulfures | 0.7 | 0.7 | 0.7 | 0.7 | | 0.7 | | | | | |
| NaCl | 10.2 | 10.2 | 10.2 | 10.2 | | 10.2 | | | | | |
| % de sulfidité (AA) | | | | | | | | | | | |
| AE (g/l sous forme $Na_2O$) | | | | | | | | | | | |
| %solides dissous | 52.4 | 95.8 | 63.0 | 63.6 | | 62.3 | | | | | |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | | | | | | | | | | | |
| Volume ($m^3$/ADUt) | | | | | | | | | | | |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$ | | | | | 98.1 | | | 881 | 1127 | 98.6 | 2.8 |
| TEMP. (°C) | 103 | | | 85 | 155 | 99 | | 185 | 148 | 155 | 155 |

28 février 1985

**FIGURE 4 PROCÉDÉ PROPOSÉ**
**RÉCAPITULATION DES BILANS MASSIQUES**

Sandwell

V5350
Réduction de la charge inutile
cycle de régénération
de la liqueur kraft

FIGURE 5 SITUATION
RÉCAPITULATION DES BILA

Sandwell

Réductio
Cycl
de

28 février 1985

**PROCÉDÉ EXISTANT**

| Circuit # | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 11 | 12 | 13 | 14 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | 469,6 | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2SO_4$ | 21,6 | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2S$ | 136,7 | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | 2,9 | | | | | | | | | | | | |
| CaO | 0 | 0 | | 0 | | 0 | | 0 | | 202,1 | | 0 | 50,5 |
| $CaCO_3$ | 0 | 3,3 | | 3,3 | | 0 | | 3,3 | | 2,3 | | 2,3 | 270,7 |
| NaCl | 9,4 | | | | | | | | | | | | |
| Inertes | 0,4 | 0 | | 0 | | 0 | | 0 | | 20,0 | | 0 | 20,0 |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | | 26,2 | | 495,8 | | 495,8 | 0 | * | 495,8 | | | * | 208,9 |
| $Na_2SO_4$ | | 2,6 | | 24,2 | | 24,2 | 0 | * | 24,2 | | | * | 24,2 |
| NaOH | | 50,4 | | 53,3 | | 53,3 | 0 | * | 53,3 | | | * | 269,9 |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | | 11,6 | | 148,3 | | 148,3 | 0 | * | 148,3 | | | * | 148,3 |
| $H_2O$ | | 4257 | | 3975 | | 3995 | 24,5 | 4,5 | 3995 | | | 20,0 | 3910 |
| $Na_2S_2O_3$ | | | | 3,8 | | 3,8 | | | 3,8 | | | | |
| $Na_2SO_3$ | | | | 1,7 | | 1,7 | | | 1,7 | | | | |
| Polysulfures | | | | 1,0 | | 1,0 | | | 1,0 | | | | |
| NaCl | | | | 9,4 | | 9,4 | | | 9,4 | | | | |
| ATT (g/l, sous forme $Na_2O$) | | | | 108,5 | | | | | | | | | 110,0 |
| % de sulfidité (AA) | | | | | | | | | | | | | |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | | 1,02 | | 1,07 | | | | | | | | | |
| % solides en suspension, en poids | | | | | | | | | | | | | |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$/vapeur | | | 250 | | 53 | | | | | | 0 | | |
| TEMP. (°C) | 840 | 70 | 82 | 82 | 155 | 80 | 70 | | 87 | | | 102 | 102 |

| Circuit # | 16 | 17 | 28 | 29 | 30 | 31 | 32 | 33 | 71 | 73 | 74 | 75 | 76 | 77 | 78 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2SO_4$ | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2S$ | | | | | | | | | | | | | | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | 0 | 0 | 0 | | | 0 | 0 | | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| $CaCO_3$ | 360,9 | 360,9 | 385,0 | | | 3,3 | 0 | | 0 | 35,0 | 10,9 | 24,1 | 381,7 | 16,5 | 0 |
| NaCl | | | | | | | | | | | | | | | |
| Inertes | 20,0 | 20,0 | 21,3 | | | 0 | 0 | | | 1,9 | 0,6 | 1,3 | 21,3 | 0,6 | 0 |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | | | | |
| $Na_2CO_3$ | 113,2 | 30,2 | 30,2 | 0 | 0 | 30,2 | 83,0 | | 83,0 | 0 | 0 | 0 | 0 | | 4,0 |
| $Na_2SO_4$ | 24,2 | 2,7 | 2,7 | 0 | 0 | 2,7 | 21,5 | | 21,5 | 0 | 0 | 0 | 0 | | 0,1 |
| NaOH | 342,1 | 51,4 | 51,4 | 0 | 0 | 51,4 | 290,7 | 22,0 | 312,7 | 0 | 0 | 0 | 0 | | 1,0 |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | 148,3 | 13,1 | 13,1 | 0 | 0 | 13,1 | 135,2 | | 135,2 | 0 | 0 | 0 | 0 | | 1,5 |
| $H_2O$ | 3910 | 651 | 3979 | 512,5 | 538,0 | 4873 | 3259 | 22,0 | 3281 | 4832 | 1507 | 3328 | 156,7 | | 616 |
| $Na_2S_2O_3$ | | | | | | | | | 3,8 | | | | | | |
| $Na_2SO_3$ | | | | | | | | | 1,7 | | | | | | |
| Polysulfures | | | | | | | | | 1,0 | | | | | | |
| NaCl | | | | | | | | | 9,4 | | | | | | |
| ATT (g/l, sous forme $Na_2O$) | 110,0 | 110,0 | | | | | 110,0 | | 115,0 | | | | | | |
| % de sulfidité (AA) | | | | | | | | | 30,7 | | | | | | |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | 1,10 | 1,10 | | | | 1,02 | 1,10 | | 1,12 | | | | | | 1,02 |
| % solides en suspension, en poids | 7,8 | 33,7 | | | | | | | | 0,76 | 0,76 | 0,76 | 72,0 | | |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$/vapeur | | | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP. (°C) | 102 | 100 | | 70 | 70 | 70 | 100 | | 90 | | | | | | 70 |

* Compris dans les pertes à l'égout, circuit # 78

**Toutes les valeurs sont en kg/ADUt, à moins d'indication contraire**

**PROCÉDÉ EXISTANT**

| Circuit # | 80 | 81 | 82 | 83 | 84 | 85 | 86 | 87 | 88 | 89 | 90 | 91 | 92 | 94 | 95 | 96 | 97 | 98 | 99 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Bois sec | 2000 | 2000 | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Pâte | | | | | | | | | | | 1000 | | | | | | | | |
| Eau | 2000 | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Inorganiques | | 600,0 | 225 | | 0 | 225 | 225 | 151 | | | 6 | 94 | 50 | 275 | 0,5 | 8 | 268 | 0 | 0 |
| Organiques | | 0 | 1120 | | 5 | 1115 | 1115 | 749 | | | 29 | 470 | 251 | 1366 | 2,5 | 40 | 1329 | 5,5 | 16,5 |
| Total solides dissous | | 600,0 | 1345 | | | 1340 | 1340 | 900 | 0 | 0 | 35 | 564 | 301 | 1641 | 3 | 48 | 1597 | 5,5 | 16,5 |
| $Na_2CO_3$ | | | | | | | | | | | 1,8 | | | 81,2 | | | | | |
| $Na_2SO_4$ | | | | | | | | | | | 0,5 | | | 21,0 | | | | | |
| NaOH | | | | | | | | | | | 1,9 | | | 93,6 | | | | | |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | | | | | | | | | | | 1,8 | | | 88,8 | | | | | |
| $H_2O$ | 607 | 5888 | 5907 | | | 5197 | 5197 | 7200 | 9735 | 380 | 6265 | 7200 | 3850 | 9047 | 12 | 262 | 8797 | 5911 | 13,5 |
| $Na_2S_2O_3$ | | | | | | | | | | | 0,1 | | | 3,7 | | | | | |
| $Na_2SO_3$ | | | | | | | | | | | 0 | | | 1,7 | | | | | |
| Polysulfures | | | | | | | | | | | 0 | | | 1,0 | | | | | |
| NaCl | | | | | | | | | | | 0,2 | | | 9,2 | | | | | |
| % de sulfidité (AA) | | 30,7 | 65,5 | | | | | | | | | | | | | | | | |
| AE (g/l sous forme $Na_2O$) | | 51,3 | 8,4 | | | 9,4 | 9,4 | 5,1 | | | | | | | | | | | |
| % solides dissous | | 9,2 | 18,5 | | | 20,6 | 20,6 | 11,1 | | | | | 7,3 | 15,4 | 18 | | 15,4 | | |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | | 1,12 | 1,05 | | | 1,04 | | 1,04 | | | | | | 1,05 | | | | | |
| Volume ($m^3$/ADUt) | | 5,77 | 7,05 | | | 6,30 | | 7,80 | | | | | | 10,29 | | | | | |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$ | | | | 473 | 237 | | | | | | | | | | | | | | |
| TEMP. (°C) | 105 | | 160 | 120 | 100 | 100 | 85 | | 57 | 1 | | | 67 | 78 | | 78 | | 73 | |

| Circuit # | 100 | 101 | 102 | 103 | 104 | 105 | 106 | 107 | 108 | 109 | 110 | 111 | 113 | 114 | 115 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **PHASE SOLIDE** | | | | | | | | | | | | | | | |
| Bois sec | | | | | | | | | | | | | | | |
| Pâte | | | | | | | | | | | | | | | |
| Eau | | | | | | | | | | | | | | | |
| **PHASE LIQUIDE** | | | | | | | | | | | | | | | |
| Inorganiques | 268 | 11 | 31 | 296 | | 321 | 321 | 401 | 401 | 452 | | 452 | | | |
| Organiques | 1307 | 53 | 4 | 1298 | | 1298 | 1298 | 1298 | 1298 | 1298 | | 1298 | | | |
| Total solides dissous | 1575 | 64 | 35 | 1594 | | 1619 | 1619 | 1699 | 1699 | 1750 | | 1750 | | | |
| $Na_2CO_3$ | | 3,1 | 0 | 78,1 | | 78,1 | 78,1 | 82,1 | 82,1 | 84,7 | | 84,7 | | | |
| $Na_2SO_4$ | | 0,8 | 28 | 48,2 | | 48,2 | 48,2 | 124,2 | 124,2 | 172,6 | | 172,6 | | | |
| NaOH | | 3,6 | 2 | 92,0 | | 92,0 | 92,0 | 92,0 | 92,0 | 92,0 | | 92,0 | | | |
| NaHS (sous forme $Na_2S$) | | 3,5 | 0 | 85,3 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | | 0 | | | |
| $H_2O$ | 1597 | 318 | 105 | 1646 | 221 | 1435 | 1435 | 1334 | 997 | 997 | | 1058 | | | |
| $Na_2S_2O_3$ | | | 0 | 3,7 | | 90,0 | 90,0 | 90,0 | 90,0 | 90,0 | | 90,0 | | | |
| $Na_2SO_3$ | | | 0 | 1,7 | | 1,7 | 1,7 | 1,7 | 1,7 | 1,7 | | 1,7 | | | |
| Polysulfures | | | 0 | 1,0 | | 1,0 | 1,0 | 1,0 | 1,0 | 1,0 | | 1,0 | | | |
| NaCl | | | 1,0 | 10,2 | | 10,2 | 10,2 | 10,2 | 10,2 | 10,2 | | 10,2 | | | |
| % de sulfidité (AA) | | | | | | | | | | | | | | | |
| AE (g/l sous forme $Na_2O$) | | | | | | | | | | | | | | | |
| % solides dissous | 49,7 | | 25 | 49,2 | | 53,0 | 53,0 | 56,0 | 63,0 | 63,7 | | 62,3 | | | |
| Masse vol. ($g/cm^3$) | | | 1,15 | | | | | 1,25 | | | | | | | |
| Volume ($m^3$/ADUt) | | | | | | | | 2,5 | | | | | | | |
| **PHASE GAZEUSE** | | | | | | | | | | | | | | | |
| $H_2O$ | | | | | | | | | | | 61,8 | | 752 | 1519 | 41,5 |
| TEMP. (°C) | 105 | | 82 | 101 | | 92 | 103 | | | 85 | 155 | 99 | 185 | 155 | 155 |

**FIGURE 5 SITUATION EXISTANTE**
**RÉCAPITULATION DES BILANS MASSIQUES**

Sandwell

V5350
Réduction de la charge inutile
Cycle de régénération
de la liqueur kraft

28 février 1985

| 73 | 74 | 75 | 76 | 77 | 78 | Circuit # |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | | PHASE SOLIDE |
| | | | | | | $Na_2CO_3$ |
| | | | | | | $Na_2SO_4$ |
| | | | | | | $Na_2S$ |
| | | | | | | NaOH |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | CaO |
| 35,0 | 10,9 | 24,1 | 381,7 | 16,5 | 0 | $CaCO_3$ |
| | | | | | | NaCl |
| 1,9 | 0,6 | 1,3 | 21,3 | 0,6 | 0 | Inertes |
| | | | | | | PHASE LIQUIDE |
| 0 | 0 | 0 | 0 | | 4,0 | $Na_2CO_3$ |
| 0 | 0 | 0 | 0 | | 0,1 | $Na_2SO_4$ |
| 0 | 0 | 0 | 0 | | 1,0 | NaOH |
| 0 | 0 | 0 | 0 | | 1,5 | NaHS (sous forme $Na_2S$) |
| 4832 | 1507 | 3328 | 156,7 | | 416 | $H_2O$ |
| | | | | | | $Na_2S_2O_3$ |
| | | | | | | $Na_2SO_3$ |
| | | | | | | Polysulfures |
| | | | | | | NaCl |
| | | | | | | ATT (g/l, sous forme $Na_2O$) |
| | | | | | | % de sulfidité (AA) |
| | | | | | 1,02 | Masse vol ($g/cm^3$) |
| 0,76 | 0,76 | 0,76 | 72,0 | | | % solides en suspension, en poids |
| | | | | | | PHASE GAZEUSE |
| | | | | | | $H_2O$/vapeur |
| | | | | | 70 | TEMP. (°C) |

| 103 | 104 | 105 | 106 | 107 | 108 | 109 | 110 | 111 | 113 | 114 | 115 | Circuit # |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | | | | | | | | PHASE SOLIDE |
| | | | | | | | | | | | | Bois sec |
| | | | | | | | | | | | | Pâte |
| | | | | | | | | | | | | Eau |
| | | | | | | | | | | | | PHASE LIQUIDE |
| 296 | | 321 | 321 | 401 | 401 | 452 | | 452 | | | | Inorganiques |
| 1298 | | 1298 | 1298 | 1298 | 1298 | 1298 | | 1298 | | | | Organiques |
| 1594 | | 1619 | 1619 | 1699 | 1699 | 1750 | | 1750 | | | | Total solides dissous |
| 78,1 | | 78,1 | 78,1 | 82,1 | 82,1 | 84,7 | | 84,7 | | | | $Na_2CO_3$ |
| 48,2 | | 48,2 | 48,2 | 124,2 | 124,2 | 172,6 | | 172,6 | | | | $Na_2SO_4$ |
| 92,0 | | 92,0 | 92,0 | 92,0 | 92,0 | 92,0 | | 92,0 | | | | NaOH |
| [illegible] | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | | 0 | | | | NaHS (sous forme $Na_2S$) |
| [illegible] | 221 | 1435 | 1435 | 1334 | 997 | 997 | | 1058 | | | | $H_2O$ |
| [illegible] | | 90,0 | 90,0 | 90,0 | 90,0 | 90,0 | | 90,0 | | | | $Na_2S_2O_3$ |
| 1,7 | | 1,7 | 1,7 | 1,7 | 1,7 | 1,7 | | 1,7 | | | | $Na_2SO_3$ |
| [illegible] | | 1,0 | 1,0 | 1,0 | 1,0 | 1,0 | | 1,0 | | | | Polysulfures |
| [illegible] | | 10,2 | 10,2 | 10,2 | 10,2 | 10,2 | | 10,2 | | | | NaCl |
| | | | | | | | | | | | | % de sulfidité (AA) |
| | | | | | | | | | | | | AE (g/l sous forme $Na_2O$) |
| [illegible] | | 53,0 | 53,0 | 56,0 | 63,0 | 63,7 | | 62,3 | | | | % solides dissous |
| | | | | 1,25 | | | | | | | | Masse vol. ($g/cm^3$) |
| | | | | 2,5 | | | | | | | | Volume ($m^3$/ADUt) |
| | | | | | | | | | | | | PHASE GAZEUSE |
| | | | | | | | 61,0 | | 752 | 1519 | 41,5 | $H_2O$ |
| | | 98 | 103 | | | 85 | 155 | 99 | 105 | 155 | 155 | TEMP. (°C) |



*4)* La consommation d'alcali actif et la sulfidité de la liqueur blanche demeureraient inchangées.

*5)* Le rendement en pâtes se maintiendrait.

*6)* La quantité d'eau passant dans le lessiveur avec la liqueur blanche diminuerait de 70 p. 100. Environ 55 p. 100 du filtrat excédentaire dévié des piles laveuses (voir (92) et (93) de la figure 2) servirait à diluer la liqueur blanche concentrée à une teneur normale avant son entrée dans le lessiveur. Dans une usine où une partie du filtrat des piles laveuses contourne le lessiveur, ce filtrat constituerait le meilleur moyen de diluer la liqueur blanche concentrée, du fait que les variations résultantes dans le lessiveur seraient minimes. Dans celles où tout le filtrat des piles laveuses est recylé dans le lessiveur, il faudrait utiliser la liqueur noire peu concentrée provenant de l'écoulement d'extraction du lessiveur pour diluer la liqueur blanche; la forte teneur en solides de cette liqueur noire entraînerait des modifications plus importantes dans le lessiveur; elle influencerait notamment les teneurs en matières solides.

*7)* Si, par exemple, la teneur en matières dissoutes dans le lessiveur augmentait, la teneur en solides de la liqueur d'extraction passerait de 18,5 p. 100 à 19,3 p. 100.

*8)* Une teneur plus élevée en solides dans le lessiveur augmenterait d'environ 0,8 g/l, sous forme de $Na_2O$, la teneur résiduelle effective en alcali à la base de la zone de cuisson (valeur correspondant à la teneur effective en alcali dans l'écoulement d'extraction).

*9)* Pour compenser l'augmentation de 0,8 g/l de la teneur effective en alcali à la base de la zone de cuisson, une quantité suffisante de liqueur noire diluée serait recyclée pour réduire de 0,8 g/l la teneur effective en alcali à la partie supérieure de la zone de cuisson. L'utilisation du circuit de recyclage de la liqueur noire diluée donne assez de flexibilité pour ajuster la teneur effective en alcali à la partie supérieure du lessiveur sans cependant influencer celle à la base de la zone de cuisson.

*10)* Le recyclage de la liqueur diluée ferait passer la sulfidité à la partie supérieure du lessiveur de 30,7 à 31,9 p. 100, mais elle resterait à 65,5 p. 100 à la base de la zone de cuisson.

*11)* Le débit descendant net de la liqueur dans le lessiveur fonctionnant en continu augmenterait d'environ 4 p. 100 à la partie supérieure, et d'approximativement 2 p. 100 juste au-dessus du point d'extraction dans la zone de cuisson, mais il n'y aurait aucun changement plus bas.

*12)* Le rapport matières organiques/matières minérales dans la liqueur à la base de la zone de cuisson augmenterait de 4,98 à 6,94.

*13)* La teneur totale en solides de la liqueur noire pénétrant dans le système de lavage des pâtes brunes diminuerait de 0,5 p. 100. Étant donné l'accroissement du rapport matières organiques/matières minérales, la quantité de solides organiques passant dans les piles laveuses augmenterait cependant de 4,4 p. 100 environ, phénomène qui pourrait être compensé en augmentant le débit de l'eau de lavage de 4,5 p. 100. Le facteur de dilution grimperait de 12,7 p. 100. Cette mesure devrait être plus que suffisante pour éviter un passage plus important de solides de liqueur noire dans la pâte. Pour les bilans massiques, on a supposé qu'il n'y aurait pas de variation des pertes en solides de la liqueur vers les pâtes. Les matières organiques comprennent les substances minérales liées suite aux réactions de transformation de la pulpe en pâtes.

*14)* La teneur en solides dissous dans le filtrat excédentaire provenant des piles laveuses tomberait de 7,3 p. 100 à 6,9 p. 100 et la quantité de filtrat excédentaire ajouté à la liqueur noire faiblement concentrée provenant de l'extraction dans le lessiveur, diminuerait d'environ 11 p. 100. Comme, dans le procédé proposé, environ 55 p. 100 du filtrat en excès servirait à diluer la liqueur blanche concentrée, la quantité de filtrat excédentaire dévié et ajouté à la liqueur noire faiblement concentrée provenant de l'extraction dans le lessiveur chuterait d'environ 49 p. 100.

*15)* Par suite de l'utilisation de la moitié du filtrat excédentaire des piles laveuses pour diluer la liqueur blanche concentrée, la teneur en solides dissous de la liqueur noire faiblement concentrée pénétrant dans l'évaporateur à effet multiple passerait de 15,4 p. 100 à 17,9 p. 100. Par contre, la quantité de liqueur noire à évaporer baisserait de 25,5 p. 100. Ceci, ajouté au rendement légèrement meilleur dû à la légère hausse de température de la liqueur noire, ferait chuter de 26 p. 100 la consommation de vapeur. Pour contrebalancer les besoins moindres en évaporation et la teneur plus élevée en solides dissous de la liqueur noire à évaporer, il y aurait lieu d'abaisser la pression de vapeur à l'entrée de l'évaporateur à effet multiple existant et de permettre une certaine accumulation du condensat dans la plupart des corps (c'est-à-dire noyage partiel des corps), avec réduction des surfaces efficaces de transfert thermique; cela n'aurait aucun effet sur les économies de vapeur.

*16)* Bien que la quantité de NaOH dans la liqueur noire demeurerait pratiquement inchangée, la teneur en NaOH, en tant que fraction du total des solides de la liqueur noire,

augmenterait d'environ 5 p. 100 suite à la diminution de la quantité du total des solides; il pourrait s'ensuivre une diminution de la viscosité de la liqueur. On n'a pas tenu compte de cet effet dans l'évaluation des conséquences du procédé proposé pour la viscosité de la liqueur, l'information disponible ne permettant pas de quantifier valablement l'effet.

*17)* Le rapport matières organiques/matières minérales dans la liqueur à l'intérieur de l'évaporateur à effet multiple passerait de 4,88 à 6,78.

*18)* L'évaporateur à effet multiple concentrerait la liqueur noire à 49,7 p. 100, valeur identique à celle du procédé existant.

*19)* La quantité de vapeur formée dans l'unité oxydante de la liqueur noire, l'électrofiltre et les évaporateurs à cyclone demeurerait inchangée, en kg/ADUt*.

*20)* La teneur en solides de la liqueur noire sortant de l'évaporateur à cyclone demeurerait inchangée, à 63 p. 100.

*21)* Si on tient compte de la teneur plus faible en solides de la liqueur, en kg/ADUt, et des deux hypothèses précédentes (19 et 20), la teneur en solides de la liqueur dans l'unité oxydante de la liqueur noire pourrait légèrement baisser (de 53,0 p. 100 à 52,4 p. 100). La teneur plus faible en solides aiderait à atténuer l'augmentation prévisible de la viscosité, consécutive à un rapport plus élevé matières organiques/matières minérales. La teneur en solides dans le système d'oxydation de la liqueur noire pourrait être abaissée en déviant une plus grande quantité de liqueur noire faiblement concentrée de l'évaporateur à effet multiple.

*22)* Le rapport matières organiques/matières minérales libres dans la liqueur noire des évaporateurs à cyclone augmenterait de 3,23 à 3,78.

*23)* La quantité de matières solides minérales libres dans la liqueur alimentant la chaudière de récupération diminuerait de 16 p. 100, alors que la quantité de solides organiques demeurerait inchangée. La teneur en cendres des solides baisserait de 49,7 p. 100 à 47,7 p. 100.

*24)* La teneur totale en solides de la liqueur noire injectée dans la chaudière de récupération diminuerait de 4 p. 100. La teneur en eau de la liqueur brûlée diminuerait de 3,8 p. 100.

---

* ADUt - tonne séchée à l'air de pâtes non blanchies, au niveau du lessiveur.

25) On a supposé une augmentation de 20 p. 100 de la production de fumées chimiques dans la chaudière de récupération (l'augmentation réelle serait probablement moindre).

26) La production de salin baisserait de 12,5 p. 100.

27) Le taux de réduction du sulfate de sodium mesuré dans la liqueur verte devrait être porté à 96 p. 100 (92 p. 100 à l'heure actuelle).

28) L'apport d'eau dans les cuves de caustification serait réduit de 17 p. 100, ce qui ferait passer la teneur en ATT (alcali total titrable) de la liqueur verte de 108,5 g/l à 130 g/l, sous forme de $Na_2O$.

29) Le volume de liqueur verte diminuerait de 24 p. 100.

30) Le recyclage du lixiviat du filtre à courroie porterait la teneur en ATT de la liqueur verte dans le bac extincteur à 142 g/l, sous forme de $Na_2O$.

31) Actuellement, la causticité de la liqueur blanche sortant du clarificateur est de 82,2 p. 100, c'est-à-dire 8,3 p. 100 au-dessous de la causticité d'équilibre prévue, soit 90,5 p. 100. Dans le procédé proposé, on a attribué une causticité de 73 p. 100 à la liqueur blanche sortant du clarificateur, ce qui se situe à 12,5 p. 100 au-dessous de la causticité d'équilibre, évaluée à 85,5 p. 100. Cette valeur représente une évaluation prudente de la causticité qui peut être obtenue avec le procédé proposé. La baisse de causticité n'est pas préoccupante du fait que le $Na_2CO_3$ qui n'a pas réagi serait précipité dans l'évaporateur de la liqueur blanche.

32) Les boues de caustification acheminées au lavage (c'est-à-dire le produit provenant du filtre de décaustification) auraient une teneur en solides en suspension de 47,3 p. 100 comparativement à 33,7 p. 100 pour le soutirat du clarificateur de la liqueur blanche (procédé actuel). Le pompage des boues ne constituerait pas un problème du fait que le gâteau de filtration de la décaustification tomberait dans un retriturateur où il serait dilué avec le lait de chaux provenant de l'épurateur du four à chaux, jusqu'à une teneur en solides en suspension de 11,8 p. 100, avant de rejoindre le laveur de boues de caustification.

33) Avant lavage, la teneur des boues de caustification en composés sodiques dissous serait réduite de 25 p. 100. La consommation d'eau pour le lavage de ces boues serait réduite de 20 p. 100.

34) La quantité de boues de caustification alimentant le four à chaux et leur teneur en eau demeureraient inchangées.

Avec le procédé proposé, la quantité d'eau introduite dans la chaudière de récupération avec la liqueur noire serait réduite de 40 kg/ADUt. Il est intéressant de noter que la quantité d'eau ajoutée à la liqueur noire par l'intermédiaire des réchauffeurs directs est d'environ 60 kg/ADUt. L'utilisation de réchauffeurs indirects donnerait pratiquement d'aussi bons résultats que le procédé proposé, pour ce qui est des avantages liés à la température de la chaudière de récupération.

Un examen du nouvel équipement requis pour notre procédé, illustré à la figure 2, indique notamment que:

- L'évaporation de la liqueur blanche porterait la teneur de celle-ci en NaO + $Na_2S$ à 34 p. 100 en poids (13,2 p. 100 actuellement) et éliminerait 62 p. 100 de l'eau.
- Les économies de vapeur avec l'évaporateur de liqueur blanche à quadruple effet seraient de 3,72 kg de $H_2O$ évaporés par kg de vapeur appliquée. Comparativement, les économies de vapeur pour l'évaporateur de liqueur noire à cinq effets seraient de 4,73 kg.
- Du NaOH d'appoint serait ajouté à la liqueur blanche avant l'évaporation de façon à minimiser le risque de précipitation de $Na_2S$.
- Le séparateur cyclone à trois étapes devrait permettre de séparer 94 p. 100 des cristaux de $Na_2CO_3$ et de burkéite présents dans la liqueur blanche concentrée.
- Le rapport $Na_2CO_3/Na_2SO_4$ dans la phase solide à la sortie du filtre de lixiviation à courroie ne pourrait être réduit à moins de 2,0 kg/kg, pour des raisons d'équilibre.
- La consommation de chaux dans les cuves de caustification secondaires représenterait 4,2 p. 100 du produit du four à chaux.
- La teneur en ATT dans les cuves de caustification secondaires serait faible (70,5 g/l, sous forme de $Na_2O$), ce qui permettrait d'améliorer le taux de caustification de la liqueur blanche sortant de ces cuves (causticité prévue: 90 p. 100).
- Le soutirat des boues de caustification provenant du filtre sous pression des cuves de caustification secondaires aurait une teneur en solides en suspension d'environ 40 p. 100 en poids.
- La dissolution de $Na_2CO_3$ et de $Na_2SO_4$ est accompagnée d'effets thermiques au niveau du filtre de lixiviation à courroie et dans la cuve de dissolution du gâteau de filtration. Par conséquent, la température du lixiviat et de la solution évacuée de la cuve de dissolution du gâteau sont légèrement supérieures à ce que l'on prévoyait.

# 4 UNE VUE D'ENSEMBLE DES BILANS ÉNERGÉTIQUES

Les figures 6 et 7 présentent sommairement les bilans d'eau chaude pour l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. à Prince George (C.-B.). Les besoins en énergie pour la fourniture d'eau chaude à l'atelier de blanchiment sont actuellement assez élevés. Un projet d'investissement est déjà en cours pour y remédier et la figure 6 présente le bilan modifié pour l'eau chaude une fois ce projet mis en oeuvre. La figure 7 montre les changements qu'apporterait le procédé proposé au bilan déjà modifié pour l'eau chaude. Une étude comparative des figures 6 et 7 indique que le procédé proposé entraînerait une légère augmentation de la consommation d'énergie pour la fourniture de l'eau chaude.

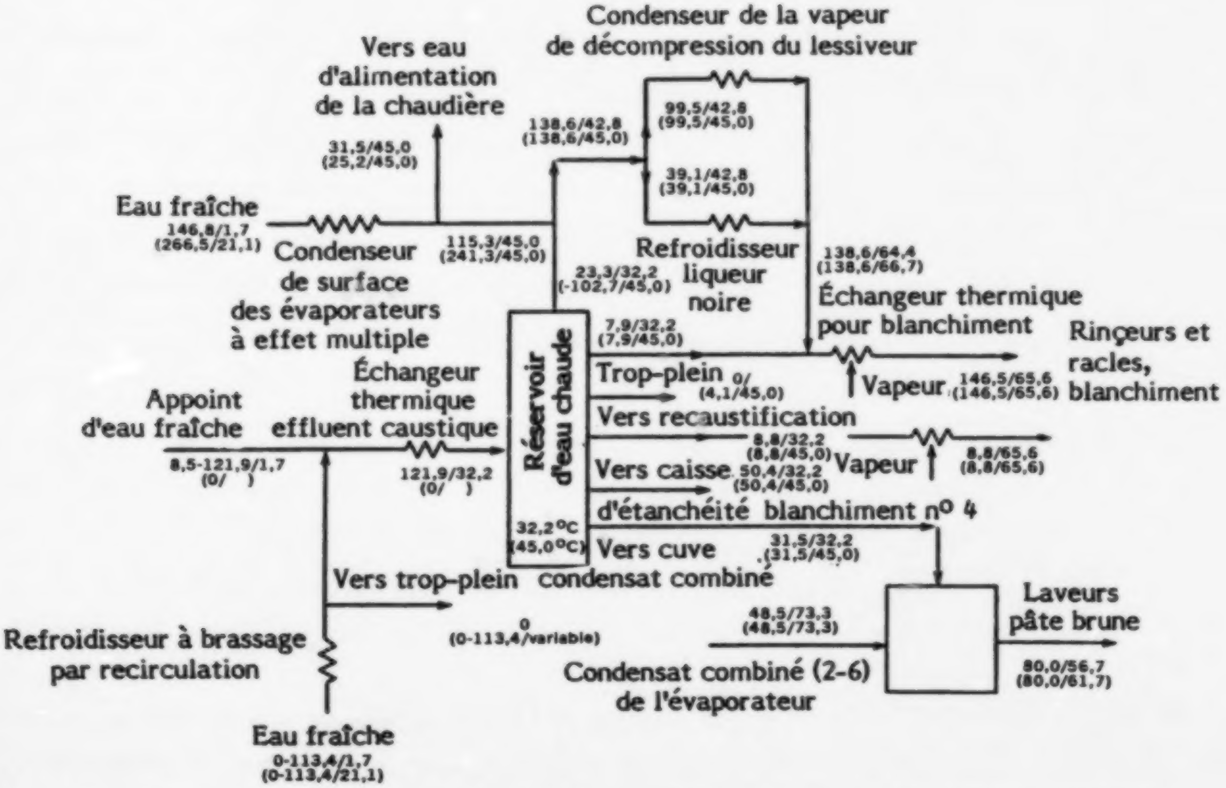



**FIGURE 6 SITUATION ACTUELLE: BILAN MODIFIÉ POUR L'EAU CHAUDE**
hiver normal, l/s · °C (pic été, l/s · °C)

Le tableau 1 présente sommairement et de façon relative les résultats des bilans énergétiques pour le procédé proposé et pour la situation actuelle. Le nouveau procédé permettrait des économies en vapeur dans certaines sections de l'usine, particulièrement au niveau de l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple et de la chaudière de récupération. Par contre, l'évaporation de la liqueur blanche créerait de nouveaux besoins. Le résultat net se traduit par une légère augmentation de la consommation de vapeur par l'usine de l'ordre de 0,337 GJ/ADUt en hiver, et de 0,186 GJ/ADUt en été.

Les besoins en énergie seraient accrus dans six étapes avec le procédé proposé, la principale augmentation résultant de l'évaporation de la liqueur blanche. La plus grande consommation de vapeur dans les réchauffeurs du lessiveur est due au fait que le filtrat excédentaire des piles laveuses dévié et utilisé pour diluer la liqueur blanche concentrée,

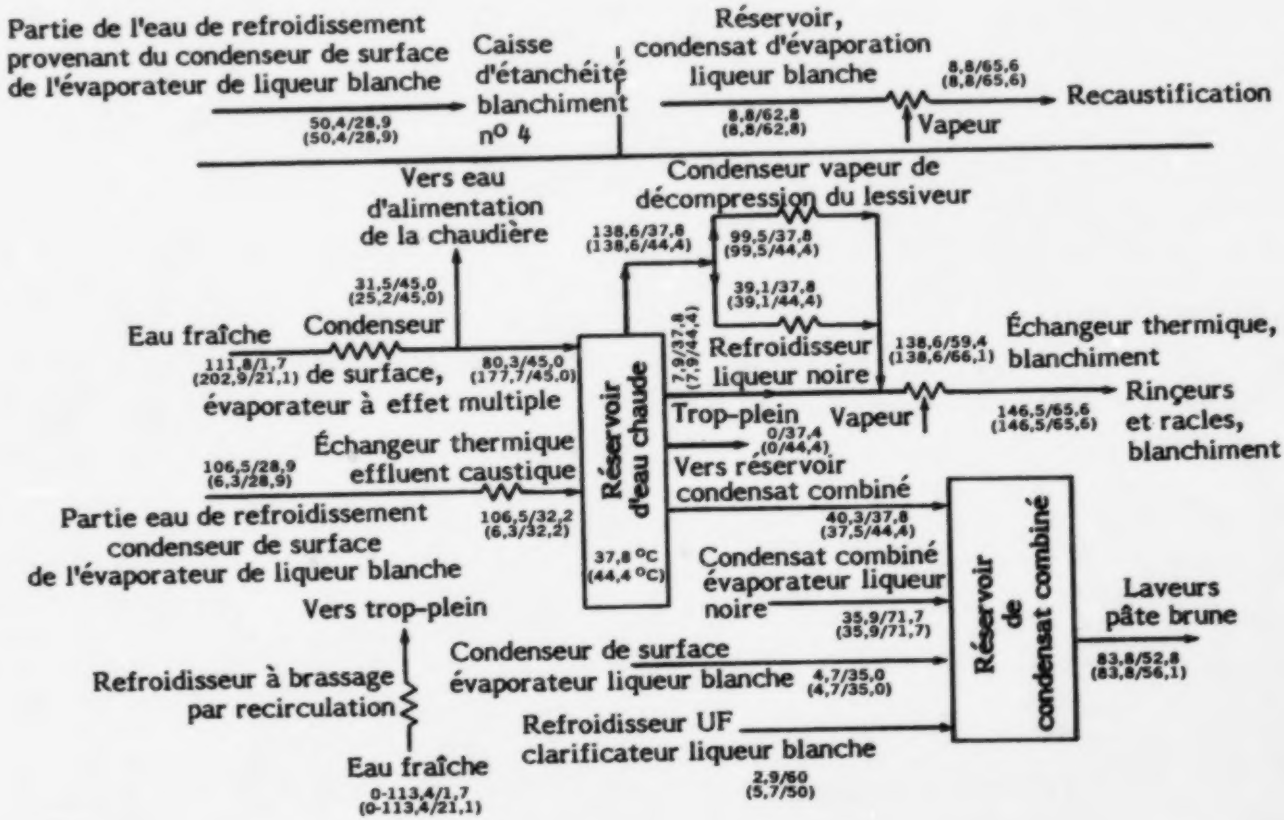



**FIGURE 7 BILAN D'EAU CHAUDE POUR LE PROCÉDÉ DE RÉDUCTION DE LA CHARGE INUTILE**
hiver normal, l/s · °C (pic été, l/s · °C)

**Tableau 1**
Variation de la consommation d'énergie (GJ/ADUt)

| Partie du procédé | | Procédé proposé, comparativement à la situation existante (GJ/ADUt) Économies | Augmentation |
|---|---|---|---|
| 1. | Réchauffeur de la liqueur verte et bac extincteur | 0,122 | |
| 2. | Réchauffeur des cuves de caustification secondaires | | 0,007 |
| 3. | Évaporateur de la liqueur blanche | | |
| | - premier effet | | 1,261 |
| | - jets | | 0,042 |
| 4. | Réchauffeurs du lessiveur | | 0,282 |
| 5. | Vapeur du lessiveur vers l'autoclave | 0,010 | |
| 6. | Évaporateur à effet multiple pour la liqueur noire | 0,806 | |
| 7. | Réchauffeur de liqueur avant l'électrofiltre | | 0,016 |
| 8. | Réchauffeurs directs de liqueur avant la chaudière de récupération | 0,005 | |
| 9. | Soufflage de la suie de la chaudière de récupération | 0,230 | |
| 10. | Production de vapeur supplémentaire, chaudière de récupération | 0,270 | |
| 11. | Vapeur dispersante pour le salin | 0,020 | |
| 12. | Réchauffeur à la vapeur pour eau de l'atelier de blanchiment | | |
| | - hiver | | 0,331 |
| | - été | | 0,082 |
| 13. | Réchauffeur à la vapeur pour eau de lavage des boues de recaustification | | |
| | - hiver | 0,139 | |
| | - été | 0,041 | |
| | TOTAL | | |
| | - hiver | 1,602 | 1,939 |
| | - été | 1,504 | 1,690 |
| | DIFFÉRENCE NETTE | | |
| | - hiver | | 0,337 |
| | - été | | 0,186 |

est relativement froid et partant, la liqueur blanche est plus froide. Si l'on compare les données de la figure 5 (procédé actuel) à celles de la figure 4 (procédé proposé), on constate que la température de la liqueur blanche parvenant au lessiveur atteint 90 °C dans le premier cas (71) et 73 °C dans le deuxième (79). Cette différence de température augmenterait de 18 p. 100 les besoins en vapeur des réchauffeurs du lessiveur. Par contre, il ne serait plus nécessaire d'utiliser de la vapeur dans le réchauffeur de liqueur verte et le bac extincteur vu que la liqueur serait plus concentrée qu'elle l'est actuellement et qu'elle serait assez chaude. On pourrait économiser 26 p. 100 de vapeur dans l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple, en raison de la teneur plus forte en solides de la liqueur noire faible suite à la déviation d'une partie du filtrat excédentaire pour diluer la liqueur blanche concentrée. En fait, avec le procédé proposé, une partie de l'évaporation accomplie actuellement dans l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple aurait lieu dans l'évaporateur de liqueur blanche. Tout a été fait pour maximiser les économies de vapeur dans l'évaporateur de liqueur blanche. Il est douteux qu'il soit techniquement possible de réaliser des économies supérieures à 3,72 kg de $H_2O$ évaporés par kg de vapeur. Étant donné que ce montant est inférieur aux économies de vapeur qu'il serait possible de réaliser avec l'évaporateur de liqueur noire en place à l'usine de l'Inter-continental Pulp Company Ltd., soit 4,73 kg, un déplacement partiel de l'évaporation de la liqueur noire vers la liqueur blanche entraînerait inévitablement une augmentation de la consommation totale de vapeur pour l'évaporation de la liqueur. Cette augmentation a été atténuée, dans le procédé proposé, par une diminution de l'alimentation en eau des cuves de caustification principales, d'où une plus forte teneur en ATT dans la liqueur blanche non évaporée.

Le procédé proposé permettrait de réaliser quelques économies énergétiques au niveau de la chaudière de récupération: l'encrassement étant moins important, on devrait moins fréquemment souffler la suie; et vu la production moindre de salin, il faudrait moins de vapeur pour sa dispersion. La production de vapeur par la chaudière de récupération augmenterait également du fait de la teneur en eau réduite de la liqueur noire brûlée et des pertes moindres de chaleur sensible par le salin; cette vapeur compenserait en partie le supplément de vapeur requis pour la chaudière de production d'énergie.

Les besoins moindres en vapeur pour le soufflage de la suie étaient prévisibles en raison de l'encrassement moins rapide dans des zones critiques comme les faisceaux tubulaires, le surchauffeur, et la première section du faisceau évaporateur où les dépôts sont souvent tenaces et difficiles à enlever par soufflage. Comme le risque de formation de bisulfate diminuerait, les risques de formation de dépôts collants dans la dernière

section de l'économiseur seraient moindres. Avec la production plus grande de fumées prévue (jusqu'à 20 p. 100 de plus), il y aura peut-être un encrassement plus rapide dans la dernière section du faisceau évaporateur et de l'économiseur mais les dépôts dans ces parties étant généralement faciles à enlever par soufflage, on ne prévoit pas nécessairement une consommation accrue de vapeur à cet effet. Dans l'ensemble, le procédé proposé ferait baisser la consommation de vapeur pour le soufflage de la suie.

On a envisagé la possibilité de réduire les besoins nets en énergie dans le procédé proposé, en intégrant l'évaporateur de liqueur blanche et l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple, ou encore en utilisant la vapeur de décompression du lessiveur. On s'est rendu compte qu'il n'était pas possible techniquement d'intégrer l'évaporateur de liqueur blanche et l'évaporateur de liqueur noire, pour plusieurs raisons fondamentales. Quant à la deuxième alternative, rien n'empêche sur le plan technique que la vapeur de décompression du lessiveur serve à alimenter en partie l'évaporateur de liqueur blanche, mais en raison de la pression, elle devrait être ajoutée au niveau du deuxième effet plutôt que du premier. Comme le montrent les figures 6 et 7, le condenseur de la vapeur de décompression du lessiveur est une partie importante du système d'alimentation en eau chaude à l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. parce qu'il fournit de la chaleur à haute température. Si la vapeur de décompression du lessiveur était utilisée dans l'évaporateur de liqueur blanche, on ne réaliserait pratiquement aucune économie de vapeur fraîche requise pour chauffer l'eau de lavage nécessaire à l'atelier de blanchiment. À l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. de Prince George, l'utilisation de la vapeur de décompression dans l'évaporateur de liqueur blanche entraînerait en fait une augmentation nette de la consommation de vapeur. Vu la distance qui sépare le lessiveur de l'évaporateur de liqueur blanche, de nouveaux équipements devraient être installés pour acheminer la vapeur du lessiveur au système d'alimentation en vapeur de l'évaporateur de liqueur blanche. Par conséquent, étant donné la plus grande complexité du procédé, le coût de l'équipement supplémentaire, et l'absence d'économies possibles, rien ne justifiait l'emploi de la vapeur de décompression du lessiveur pour l'évaporation de la liqueur blanche à l'Intercontinental Pulp Company Ltd. La conclusion voulant qu'il n'y ait aucun avantage à intégrer la vapeur du lessiveur à l'évaporateur de liqueur blanche s'applique généralement à toutes les usines où le condenseur de la vapeur de décompression du lessiveur représente une composante importante du bilan d'eau chaude de l'usine. Par contre, ce type d'intégration peut être intéressant pour les usines produisant de la pâte kraft non blanchie, ou pour celles produisant de la pâte kraft blanchie, et où la chaleur des gaz de carneau de la chaudière de récupération sert à préparer l'eau chaude.

Le bilan énergétique pour le procédé proposé sera étroitement lié au type d'usine, en raison de la consommation très variable d'eau chaude par l'atelier de blanchiment. Dans les usines où le blanchiment requiert beaucoup d'eau chaude, notre procédé permettrait de diminuer légèrement la quantité de vapeur utilisée par l'usine. Par contre, dans les usines produisant de la pâte non blanchie ou dans celles produisant de la pâte kraft blanchie et qui utilisent la chaleur des gaz de carneau de la chaudière de récupération pour la préparation de l'eau chaude, le procédé proposé pourrait dans l'ensemble entraîner une augmentation de la consommation de vapeur par l'usine, supérieure à celle mentionnée pour l'Intercontinental Pulp Company Ltd. mais resterait tout de même intéressant.

# 5 AVANTAGES ET INCONVÉNIENTS DU PROCÉDÉ PROPOSÉ

## 5.1 Avantages

Le principal avantage du procédé proposé est la possibilité d'augmenter la capacité de production de pâtes d'une usine limitée par la capacité de la chaudière de récupération. Il ne serait pas nécessaire de fermer l'usine pour une longue période, comme c'est le cas lors de modifications majeures de la chaudière de récupération. Les avantages secondaires seraient les suivants: moins d'émissions atmosphériques; moins de problèmes de fonctionnement causés par l'encrassement en divers points du circuit; meilleures conditions dans le lessiveur. Les avantages sont examinés en fonction de l'usine de pâtes kraft de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. à Prince George (C.-B.).

**5.1.1 Meilleure capacité de production de pâtes.** - Le procédé proposé permettrait d'augmenter la capacité (en équivalent de pâtes produites) de la chaudière de récupération et de l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple. L'accroissement du nombre d'heures équivalentes de stockage pour diverses liqueurs du procédé influencerait indirectement à la hausse la quantité de liqueur pouvant être régénérée.

L'augmentation de la capacité de la chaudière de récupération constitue l'avantage clé du procédé proposé. Cet avantage s'appliquerait aux chaudières de récupération dont la capacité est limitée par l'encrassement des surfaces inclinées de transfert thermique. Il y aurait moins de dépôts qui se formeraient dans les sections critiques, comme les faisceaux tubulaires, le surchauffeur, la première section du faisceau évaporateur et la dernière section de l'économiseur. Les facteurs qui ralentiraient l'encrassement sont: une diminution de la quantité de particules et de cendres minérales entraînées par les gaz de combustion; la formation moindre de bisulfates abaisseurs du point de fusion dans l'économiseur; une plus basse température des gaz de combustion de la chaudière.

On ne peut prévoir exactement de combien augmentera le taux de matières organiques pouvant être brûlées dans la chaudière de récupération. Dans le cas de l'usine de l'Intercontinental Pulp Company de Prince George, dotée d'une chaudière de type B & W, les données techniques nous permettent d'envisager une augmentation de 7 p. 100. Cette prévision est fondée sur la quantité de cendres minérales entraînées par les gaz de combustion, qui devrait diminuer d'environ 10 p. 100 consécutivement à une réduction de

7,5 p. 100 de la teneur en cendres minérales (en kg/ADUt) de la liqueur. On prévoit que la charge organique pourrait être augmentée d'environ 7 p. 100 avant que la quantité de cendres minérales entraînées ne reprenne sa valeur actuelle. Le procédé visant à diminuer la charge inutile devrait abaisser de 17 °C la température des gaz de combustion. La charge thermique de la chaudière pourrait en conséquence augmenter de 8,5 p. 100 avant que la température des gaz de combustion atteigne sa valeur actuelle. Comme le procédé proposé permettrait d'augmenter de 1,1 p. 100 la charge thermique de la chaudière étant donné que la liqueur noire à brûler contiendrait moins d'eau à évaporer et que les pertes de chaleur sensible par le salin seraient légèrement inférieures, il y aurait une augmentation réelle de 7,4 p. 100 de la charge en matières organiques avant que la température des gaz de combustion ne reprenne sa valeur actuelle. Par conséquent, une augmentation de 7 p. 100 de la charge organique par ADUt semble tout à fait plausible.

La capacité de l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple actuellement en place serait améliorée d'environ 25 p. 100 avec le nouveau procédé, étant donné l'utilisation de liqueur noire recyclée pour diluer la liqueur blanche concentrée jusqu'à une teneur normale.

Si les problèmes de viscosité de la liqueur noire pouvaient être surmontés, le procédé proposé permettrait également d'augmenter de 10 p. 100 la capacité des évaporateurs à contact direct. Faute d'information suffisante sur la viscosité de la liqueur, les bilans massiques pour le procédé ne tiennent pas compte de cette possibilité qui permettrait des économies d'énergie.

Comme l'indique le tableau 2, le procédé proposé permettrait d'augmenter le temps équivalent de stockage des liqueurs vu que celles-ci seraient plus concentrées et qu'il y aurait deux nouveaux réservoirs de stockage pour la liqueur blanche.

Le temps de stockage plus long permettrait plus de souplesse pour l'entretien normal et en cas d'imprévus. Cela devrait se traduire par une légère augmentation de production puisque les arrêts seraient moins fréquents.

Comme le procédé proposé ne réduirait pas la charge inutile du four à chaux, la capacité de celui-ci demeurerait inchangée. La capacité du lessiveur resterait la même.

**5.1.2 Diminution des émissions atmosphériques.** - Le procédé proposé augmenterait la température dans la section inférieure de la chaudière de récupération d'environ 20 °C à 25 °C. Une température plus élevée réduit la formation de SRT, $SO_2$ et $SO_3$. Cette réduction ne peut être évaluée de façon précise mais elle pourrait atteindre

**Tableau 2**
Accroissement de la capacité de stockage des liqueurs grâce au procédé

| Réservoirs | Accroissement du stockage | |
|---|---|---|
| | % | Heures |
| Liqueur verte | 30 | 2,5 |
| Solution de lavage faible | 25 | 2,5 |
| Liqueur blanche non évaporée | 60 | 8 |
| Liqueur blanche concentrée | Nouveau réservoir | 12 |
| Liqueur noire faible | 25 | 4 |
| Liqueur noire faible filtrée | 25 | 1 |
| Liqueur noire faible oxydée | 5 | 0,4 |
| Liqueur noire forte | 5 | 1,2 |

50 p. 100. De plus, avec une réduction prévisible de 10 p. 100 des particules et des cendres minérales entraînées par les gaz de combustion, il serait possible d'accroître l'apport en air de combustion, surtout celui d'air tertiaire, pour convertir le SRT en $SO_2$. Cela ne serait cependant pas possible si le taux horaire de matières organiques brûlées était augmenté pour accroître la production de pâtes.

Le volume des gaz libérés par la cuve de dissolution diminuerait en raison des changements du bilan thermique dans la cuve de dissolution et de l'infiltration réduite d'air. Cette diminution ne peut être évaluée de façon sûre mais d'après les calculs provisoires, elle devrait être proche de 50 p. 100. Cela devrait permettre de réduire les émissions de particules à partir de la cuve de dissolution.

Les émissions dans l'atmosphère à partir du four à chaux demeureraient inchangées.

**5.1.3 Encrassement moins rapide.** - L'entartrage des réchauffeurs du lessiveur est dû à $CaCO_3$. La plus grande partie du calcium provient des copeaux mais la liqueur blanche en contient également. Dans le procédé proposé, un filtre de polissage pour la liqueur blanche permettrait de réduire la teneur de cette liqueur en particules de $CaCO_3$ et de $Ca(OH)_2/CaO$. Les résultats expérimentaux en usine avec des filtres et des filtres de polissage pour la liqueur blanche révèlent qu'une diminution de la quantité de calcium

particulaire dans cette liqueur réduit le nombre de nettoyages des réchauffeurs du lessiveur, sans influencer toutefois la fréquence de nettoyage des évaporateurs. Si on se fonde sur l'expérience pratique, le procédé proposé permettrait probablement de réduire le nombre de nettoyages des réchauffeurs du lessiveur mais à un degré qui n'est pas très significatif. L'entartrage des réchauffeurs du lessiveur ne constitue pas actuellement un problème préoccupant pour l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd.

L'encrassement des tamis d'extraction des lessiveurs continus est causé surtout par des dépôts organiques. Ils proviennent de la lignine et sont probablement formés par précipitation initiale due à la faible teneur en alcali résiduel ou à une forte teneur en calcium, suivie d'une lente insolubilisation par réactions de condensation de la lignine. Avec le procédé proposé, la liqueur blanche serait plus propre et l'encrassement de ces tamis pourrait être plus lent. On doute toutefois que le ralentissement soit significatif. L'encrassement des tamis du lessiveur ne constitue pas actuellement un problème important à l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd., mais ce pourrait être le cas ailleurs.

En raison de la formation complexe de tartre dans les évaporateurs de liqueur noire, on ne peut prévoir l'effet du procédé proposé sur la fréquence de nettoyage de l'évaporateur. Dans la plupart des cas, quand les dépôts de $Na_2CO_3 - Na_2SO_4$ sont normaux, les nettoyages seraient moins fréquents; par contre, dans les usines où les dépôts sont surtout constitués de $CaCO_3$, on peut s'attendre à un statu quo voire à des nettoyages plus fréquents. L'encrassement de l'évaporateur à effet multiple pour la liqueur noire ne constitue pas un problème grave à l'Intercontinental Pulp Company Ltd.

Il semble que les dépôts de brai résultent de l'adsorption chimique de savon d'acide gras sur les particules de carbonate de calcium déposées préalablement sur une surface. Le procédé proposé permettrait de réduire la quantité de $CaCO_3$ pénétrant dans le lessiveur et dans le système de lavage des pâtes brunes par l'intermédiaire de la liqueur blanche. À noter cependant que le $CaCO_3$ formé dans le lessiveur provient du calcium contenu dans le bois. Dans le cas d'un lessiveur fonctionnant en continu, environ 90 p. 100 du $CaCO_3$ pénétrant dans le système des pâtes brunes proviendrait du bois; dans un lessiveur à marche discontinue, l'apport du bois ne représenterait qu'environ 65 p. 100 du $CaCO_3$. Cela laisse supposer qu'une diminution de la teneur en $CaCO_3$ de la liqueur blanche n'aurait que peu d'effet sur la formation de brai. L'expérience semble toutefois montrer que les usines qui utilisent un filtre de polissage pour la liqueur blanche éprouvent moins de problèmes. Toujours d'après l'expérience pratique, il est possible que le procédé

proposé permette de réduire la formation de brai dans les systèmes de lavage et de tamisage des pâtes brunes.

**5.1.4 Amélioration des conditions dans le lessiveur.** - La sulfidité légèrement plus élevée dans la première section de la zone de cuisson du lessiveur continu, consécutive au recyclage d'une partie de la liqueur noire diluée, devrait augmenter le rendement des pâtes et leur résistance. Cependant, une sulfidité plus élevée risque d'accroître la corrosion. De manière générale, une sulfidité légèrement plus élevée ne devrait pas avoir des conséquences importantes.

Le recyclage de la liqueur noire diluée augmenterait légèrement les débits dans le lessiveur, ce qui éviterait l'immobilisation des copeaux.

## 5.2 Inconvénients du procédé proposé

Le principal inconvénient du procédé proposé est l'ampleur des modifications qu'il exige. Il nécessite de gros investissements pour l'équipement et des modifications majeures devraient être apportées aux installations existantes. Pratiquement toutes les étapes du cycle de régénération de la liqueur seraient touchées. De plus, les caractéristiques techniques relatives au procédé sont relativement complexes si l'on considère les normes actuelles de conception des usines.

Une température plus élevée dans la partie inférieure de la chaudière de récupération provoquerait une augmentation de la quantité de fumées formée. Cette augmentation ne peut être évaluée de façon précise mais devrait être de l'ordre de 5 à 20 p. 100. La charge de l'électrofiltre augmenterait par conséquent si bien que si celui-ci donnait déjà son plein rendement, les émissions de particules dans l'atmosphère augmenteraient.

On pourrait, en rendant la zone réductrice de la chaudière plus oxydante, minimiser l'augmentation de fumées mais l'information dont on dispose actuellement ne permet pas une évaluation sûre. Un milieu plus oxydant ne nuirait pas nécessairement à la réduction du sulfate de sodium, si l'on tient compte de la température plus élevée dans la partie inférieure de la chaudière.

La viscosité de la liqueur noire augmenterait en raison de l'accroissement du rapport matières organiques/matières minérales. On ne dispose pas de données permettant

de quantifier l'effet de la viscosité. Cependant, l'information connexe montre qu'une viscosité plus élevée n'exercerait pas une contrainte significative.

Le refroidissement de la liqueur blanche provoqué par la décaustification du soutirat du clarificateur de la liqueur blanche pourrait entraîner la formation de dépôts de pirssonite dans l'échangeur de chaleur. Ce phénomène devrait faire l'objet de recherches en laboratoire, et il faudrait, si nécessaire, en tenir compte au moment des calculs détaillés.

Bien qu'il existe des techniques connexes qui prouvent l'utilité du principe d'un filtre de décaustification pour le soutirat du clarificateur de la liqueur blanche, des filtres de ce type n'ont jamais été mis en service dans l'industrie des pâtes et papier.

Même si l'équipement supplémentaire et les modifications nécessaires pour le procédé proposé risquent de compliquer sa mise en route, aucun facteur n'empêcherait irrévocablement son exploitation. Les difficultés pourraient dans une certaine mesure être aplanies en abordant la majeure partie des aspects du procédé proposé une fois assurés que le reste de l'usine fonctionne de façon satisfaisante. L'équipement supplémentaire inhérent au procédé proposé compliquera quelque peu l'exploitation, mais il n'existe aucun facteur qui pourrait mener à des problèmes de fonctionnement insurmontables.

# 6 CONSÉQUENCES POUR LA CONSOMMATION DE LIQUEUR BLANCHE ET POUR LA CHARGE INUTILE DU FOUR À CHAUX

## 6.1 Consommation de liqueur blanche

Avec le procédé proposé, il est possible de réduire la consommation de liqueur blanche de 2 à 3 p. 100, en kg d'alcali actif par ADUt, du fait de la plus grande teneur effective en alcali dans la partie inférieure de la zone de cuisson et de la sulfidité plus forte dans le haut du lessiveur. Cela est intéressant si l'on considère la capacité du four à chaux et un accroissement possible de la capacité de la chaudière de récupération. Mais la teneur plus forte en matières organiques de la liqueur de cuisson risque d'avoir des effets néfastes sur la réduction du bois en pâte, ce qui annulerait l'effet d'une consommation moindre de liqueur blanche. De plus, si la consommation de liqueur blanche était réduite de plus de 1 p. 100, la teneur en NaOH de la liqueur noire baisserait au-dessous de sa valeur actuelle, et il y aurait peut-être une augmentation inacceptable de la viscosité de la liqueur. L'information existante ne suffisait pas pour trancher définitivement la question. Par prudence, on a supposé, à l'échelle de l'étude de faisabilité, qu'il n'y aurait pas diminution de la consommation de liqueur blanche.

## 6.2 Charge inutile du four à chaux

De façon générale, le procédé proposé offre la possibilité de réduire la charge inutile du four à chaux du fait que la surcaustification permettant d'atteindre une causticité élevée ne serait plus requise, et qu'en conséquence les boues de caustification ne renfermeraient que peu de $Ca(OH)_2$ n'ayant pas réagi. Mais la surcaustification en continu n'est pas pratiquée à l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd., et les boues de caustification renferment normalement très peu de $Ca(OH)_2$; il est donc peu probable qu'on puisse réduire la charge inutile du four à chaux dans cette usine.

Avec le procédé proposé, le taux d'élimination des dépôts dans le clarificateur de liqueur verte devrait être amélioré, ce qui abaisserait la teneur des boues de caustification en magnésium, manganèse, aluminium et fer. Nous manquons de données qui permettraient de quantifier cet effet, mais il est douteux que la teneur en CaO de la chaux produite puisse augmenter de plus de 0,5 p. 100. Le séparateur à cyclone dans le

circuit de purge pour la neutralisation de l'effluent provenant du sous-écoulement de l'épurateur du four à chaux retirerait sélectivement les matières inertes du cycle de la chaux, mais là encore, les conséquences ne seraient pas d'une importance capitale. La légère augmentation de la teneur en $Na_2SO_4$ dans les cuves de caustification augmenterait légèrement la teneur en $CaSO_4$ des boues de caustification introduites dans le four à chaux mais cela n'aurait que peu d'importance. En général, la charge inutile du four à chaux ne subira probablement pas de modification majeure avec le procédé proposé, excepté dans les usines où l'on pratique la surcaustification.

# 7 ANALYSE ÉCONOMIQUE DU PROCÉDÉ PROPOSÉ

## 7.1 Avantages

**7.1.1 Augmentation de la production de pâtes.** - La production moyenne de pâtes finies à l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. est de 645 ADt par jour. Le procédé proposé devrait permettre d'augmenter d'environ 7 p. 100 la capacité de combustion de matières organiques de la chaudière de récupération. Si l'équipement actuellement en place n'imposait aucune contrainte significative, la production quotidienne pourrait augmenter de 45 ADt. Étant donné que les contraintes relatives à l'équipement ne sont pas encore parfaitement définies, l'analyse économique du procédé proposé ne peut les refléter avec justesse. Néanmoins, une évaluation de la viabilité économique du procédé proposé a été faite en fonction *1)* de conditions les plus favorables et *2)* de conditions plutôt défavorables.

Pour la plupart des usines à l'intérieur de la Colombie-Britannique, la marge de profits sur les pâtes ces dernières années a été d'environ 300 $/ADt. Les usines côtières de la Colombie-Britannique et les usines de l'est du Canada ont généralement connu des marges de profits de l'ordre de 200 $ à 250 $ par ADt. Bien que ces chiffres reflètent la situation en général, il faut remarquer que la marge de profits est tributaire des conditions économiques et peut varier d'une usine à l'autre. Une marge de profits de 300 $/ADt a été accordée à la situation la plus favorable, et une marge de 250 $/ADt à des conditions plutôt défavorables.

**7.1.2 Influence sur la période d'exploitation.** - L'Intercontinental Pulp Company Ltd. a un objectif annuel d'exploitation de 8160 heures ou 340 jours. Mais si on tient compte de tous les facteurs influant sur la bonne marche d'une usine, on constate que dans l'industrie des pâtes et papier de la Colombie-Britannique, cette période n'a guère dépassé 300 jours au cours des dix dernières années. Aussi avons-nous pris 340 jours pour notre évaluation en cas de conditions très favorables et 300 jours dans le scénario de conditions plutôt défavorables. Le temps de stockage plus long des liqueurs permettra probablement d'augmenter le nombre d'heures d'exploitation annuelle des installations de fabrication de la pâte. Le procédé proposé devrait, comme on l'a vu, réduire l'encrassement des équipements (p. ex. entartrage des réchauffeurs du lessiveur et des évaporateurs de la

liqueur noire, dépôts de brai dans le système de pâtes brunes), ce qui devrait également contribuer à accroître la durée d'exploitation annuelle de l'équipement.

Il est difficile de prévoir l'impact du temps de stockage plus long et de l'encrassement moins rapide de l'équipement sur la période annuelle d'exploitation. On a supposé, dans la situation la plus favorable, une augmentation de 1 p. 100, ce qui correspond à environ 3 jours par année. Dans des conditions moins favorables, on a admis qu'il n'y avait aucune augmentation.

## 7.2 Frais d'exploitation

Il est très difficile, sinon impossible, d'évaluer le coût absolu de l'entretien, mais on peut dire que le procédé proposé ne devrait causer aucun problème insurmontable d'entretien. Pour la situation la plus favorable, un montant de 500 000 dollars par année a été attribué, ce qui constitue environ 3 p. 100 du coût d'immobilisation total de 16 millions de dollars. Pour les conditions les moins favorables, une somme de 1 million de dollars a été retenue.

Il faudrait embaucher cinq nouveaux opérateurs (quatre opérateurs réguliers et un opérateur de relève). Un salaire annuel de 50 000 dollars par opérateur a été attribué; ce montant couvre les avantages sociaux et les frais administratifs généraux.

Le procédé proposé supposerait l'installation d'un système électrique d'une puissance installée d'environ 710 kW. En moyenne, les moteurs utilisent à peu près 65 p. 100 de la puissance installée, d'où une consommation électrique réelle d'environ 460 kW. Dans une usine conventionnelle, le pompage des diverses liqueurs consomme généralement 900 kW. Avec le procédé proposé, les volumes de liqueurs dans la recaustification et l'évaporation de la liqueur noire seraient moindres. Les conséquences sur la consommation d'électricité n'ont pas été évaluées de façon précise, mais on peut raisonnablement supposer une réduction de 10 p. 100 des besoins (c'est-à-dire 90 kW). Le procédé proposé entraînerait donc une augmentation nette d'environ 370 kW. Au coût actuel de 3,2 ¢/kWh que paie l'Intercontinental Pulp Company Ltd., les déboursés supplémentaires seraient de 98 000 dollars.

La valeur du coût d'accroissement de la vapeur et des économies éventuelles réalisables à l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. est fonction de l'exploitation de la chaudière de production d'énergie. Normalement, cette chaudière est alimentée avec

un mélange de gaz naturel et de déchets de bois. Pendant 20 p. 100 du temps cependant, on ne brûle que du gaz naturel pour éliminer le lit formé sur la grille. À la fin de l'année 1984, le coût d'accroissement pour la vapeur (basé sur l'addition de 2,67 MJ par kg) s'élevait à 10,10 $/tonne de vapeur lorsque la chaudière était alimentée en gaz naturel seulement. Lorsque les déchets et le gaz naturel sont brûlés ensemble, le coût d'accroissement pour la vapeur est évalué à 5,05 $/t. D'après ces données, le coût d'accroissement moyen de la vapeur serait de 6,10 $/t. Pendant l'été, les besoins en vapeur produite par la chaudière de production d'énergie sont inférieurs à la charge minimum requise; dans ce cas, les économies d'énergie ou de légères augmentations de la quantité de vapeur disponible n'ont aucun effet sur la facture énergétique. Par conséquent, à l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd., les économies d'énergie réalisables avec le procédé proposé ou les faibles augmentations des besoins en vapeur ne s'appliquent qu'à la période hivernale, soit environ 6 mois par année.

D'après l'information présentée au tableau 1 et un coût d'accroissement de 6,10 $/tonne (ou 1,90 $/GJ), pour la vapeur, les déboursés supplémentaires pour la production de vapeur durant les mois d'hiver, avec le procédé proposé, s'élèveraient à 0,63 $ par ADUt. Pendant l'été, la faible augmentation des besoins en vapeur avec l'application du procédé proposé aurait des répercussions financières négligeables.

## 7.3 Coût d'immobilisation

Comme le montre le tableau 3, le coût d'immobilisation pour la mise en oeuvre du procédé à l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. se chiffrerait à environ 16 millions de dollars.

Le procédé proposé augmenterait d'environ 7 p. 100 la capacité de la chaudière de récupération existante, et permettrait également de hausser d'à peu près 25 p. 100 la capacité de l'évaporateur de la liqueur noire à effet multiple. Dans le scénario d'une situation très favorable, on a supposé qu'un accroissement de 7 p. 100 de la production était possible sans devoir investir dans d'autres secteurs de l'usine. À l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. et dans d'autres usines, cette augmentation ne pourrait être absorbée sans apporter des modifications dans d'autres secteurs. Selon les conditions variant d'une usine à l'autre, le coût d'immobilisation supplémentaire pourrait varier entre 2 millions et 15 millions de dollars. L'évaluation financière pour la situation la moins favorable à l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd. inclut un montant

**Tableau 3**
Coût d'immobilisation: Récapitulation

| | |
|---|---|
| Structures | $ 1 078 000 |
| Équipement | 9 652 000 |
| Coût total direct | $ 11 730 000 |
| Frais généraux | $ 700 000 |
| Ingénierie - Étude et conception | $ 200 000 |
| - Calculs détaillés | 1 100 000 |
| Réserves pour éventualités | 2 270 000 |
| Coût d'immobilisation total pour l'usine | $ 16 000 000 |

**Tableau 4**
Analyse économique sommaire pour la situation la plus favorable

| | $/an |
|---|---|
| RECETTES | |
| 1. Profits supplémentaires sur le surplus de pâtes | |
| a. 7 p. 100 d'augmentation de la capacité de la chaudière de récupération; 45 ADt/jour x $ 300/ADt x 340 jours/an | $ 4 590 000 |
| b. Augmentation de 1 p. 100 de la période annuelle d'exploitation de l'usine; 645 ADt/jour x 1,07 x $ 300/ADt x 3 jours/an | 620 000 |
| Total | $ 5 210 000 |
| FRAIS D'EXPLOITATION | |
| 1. Entretien | $ 500 000 |
| 2. Main-d'oeuvre 5 x $ 50 000 | 250 000 |
| 3. Énergie électrique 370 kW x 24 h/jour x 3,2 ¢/kWh x 343 jours/an | 98 000 |
| 4. Vapeur $ 0,63/ADUt x 710 ADUt/jour x 1,07 x 172 jours/an | 82 000 |
| Total | $ 930 000 |
| RECETTES NETTES | $ 4 280 000 |
| COÛTS D'IMMOBILISATION | $ 16 000 000* |

PÉRIODE BRUTE D'AMORTISSEMENT = $\frac{16\ 000\ 000}{4\ 280\ 000}$ = 3,7 ans**

* Ce montant ne reflète peut être pas l'effet limitatif d'autres équipements de l'usine autres que la chaudière de récupération et l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple, sur la capacité.

** Dans ce montant n'intervient aucune considération fiscale.

**Tableau 5**
Analyse économique sommaire pour des conditions plutôt défavorables

| | $/an |
|---|---|
| RECETTES | |
| 1. Profits supplémentaires sur le surplus de pâtes 7 p. 100 d'augmentation de la capacité de la chaudière de récupération; 45 ADt/jour x $ 250/ADt x 300 jours/an | $ 3 375 000 |
| Total | $ 3 375 000 |
| FRAIS D'EXPLOITATION | |
| 1. Entretien | $ 1 000 000 |
| 2. Main-d'oeuvre 5 x $ 50 000 | 250 000 |
| 3. Énergie électrique 370 kW x 24 h/jour x 3,2 ¢/kWh x 300 jours/an | 85 000 |
| 4. Vapeur $ 0,63/ADUt x 710 ADUt/jour x 1,07 x 170 jours/an | 81 000 |
| Total | $ 1 416 000 |
| COÛTS D'IMMOBILISATION $ 16 000 000 (nouveau procédé) + $ 11 000 000 (modifications autres secteurs) | $ 27 000 000 |
| PÉRIODE BRUTE D'AMORTISSEMENT = $\frac{27\ 000\ 000}{1\ 959\ 000}$ = 13,8 ans* | |

* Ce montant ne tient compte d'aucune considération fiscale.

d'immobilisation de 11 millions de dollars pour le reste de l'usine; ce montant est approximatif et il n'est fondé sur aucune étude détaillée. Toute analyse économique détaillée devrait tenir compte d'un montant couvrant la perte de production encourue durant les travaux à effectuer dans les autres secteurs de l'usine. On n'a pas tenu compte ici de ce facteur qui peut jouer un rôle assez important.

L'analyse économique est résumée aux tableaux 4 et 5; elle révèle une période brute d'amortissement de 3,7 ans pour la situation la plus favorable, et de 13,8 ans pour des conditions plutôt défavorables.

# 8 PROCÉDÉ PROPOSÉ: DISCUSSION

## 8.1 Faisabilité

D'après les résultats de l'étude de faisabilité et les résultats expérimentaux relatifs à l'évaporation de la liqueur blanche à l'usine de la Great Lakes Forest Products Ltd. de Thunder Bay, le procédé proposé semble techniquement faisable. La conception du procédé apparaît comme réaliste, et il n'y a aucun facteur qui entraînerait des problèmes de fonctionnement impossibles à résoudre. Même si on a consacré beaucoup de temps et d'attention au calcul des bilans massiques et énergétiques, les résultats ne sont pas pour autant définitifs; il est certainement possible d'améliorer légèrement le rendement du procédé. De même, des considérations ultérieures et l'obtention des informations manquantes pourraient dicter certaines modifications qui auraient éventuellement un impact négatif sur l'efficacité du procédé proposé.

Le principal avantage économique du procédé proposé est lié à la capacité plus grande de la chaudière de récupération. Comme il existait très peu de données obtenues en usine, il a fallu évaluer l'effet du procédé proposé sur la capacité de la chaudière de récupération d'après des calculs logiques et l'information scientifique connexe. Les prévisions peuvent être considérées comme réalistes, mais il faut reconnaître qu'elles reposent en partie sur des hypothèses. L'effet de la réduction de la charge inutile sur la chaudière de récupération pourrait être évalué grâce à des expériences dans une usine possédant plus d'une chaudière de récupération; le produit recueilli par l'électrofiltre de l'une des chaudières pourrait être ajouté à l'alimentation en liqueur d'une autre. De plus, on pourrait partiellement vérifier les bénéfices réalisables en mesurant les conséquences d'une meilleure caustification, possible grâce à des moyens comme la surcaustification, le recyclage des boues de caustification et le contre-courant partiel dans les cuves de caustification. Ce n'est toutefois qu'en expérimentant le procédé en usine qu'il sera possible de définir clairement ses avantages par rapport à la capacité de la chaudière de récupération. En attendant, il subsistera nécessairement des incertitudes et les bénéfices réalisables ne pourront être quantifiés précisément. À cet égard, on pourrait beaucoup apprendre en apportant des modifications à la méthode d'évaporation de la liqueur blanche pratiquée à l'usine de la Great Lakes Forest Products Ltd. de Thunder Bay.

Les économies qu'on peut entrevoir, même si elles ne sont pas mirobolantes, demeurent assez intéressantes. Il faut remarquer que la période d'amortissement est

presque entièrement fonction de l'augmentation des bénéfices réalisés grâce à la production supplémentaire de pâtes, et du coût d'immobilisation. Cette période d'amortissement varierait fortement d'une usine à l'autre. L'évaluation des coûts d'immobilisation, dans le cadre de l'étude de faisabilité, est considérée comme réaliste. Lors des calculs détaillés ultérieurs, il se peut qu'il soit possible de réduire les coûts d'immobilisation; d'un autre côté, des facteurs imprévisibles pourraient tout aussi bien les faire augmenter. Nous admettons que l'ampleur des modifications requises et la très grande complexité du procédé proposé représentent des inconvénients majeurs, largement compensés cependant par les importants profits réalisables.

## 8.2 Simplification du procédé

Une simplification évidente du procédé proposé consisterait à utiliser une teneur normale de 110 g d'ATT (sous forme de $Na_2O$) par litre pour la liqueur verte, au lieu des 130 g/l envisagés, ce qui permettrait de supprimer le filtre de lixiviation à courroie. Toutes les matières précipitées lors de l'évaporation de la liqueur blanche passeraient directement dans les cuves de caustification secondaires. Le filtre de polissage pour le trop-plein du clarificateur de la liqueur blanche, ou encore le filtre de décaustification pour le soutirat dudit clarificateur seraient superflus.

En revanche, la liqueur blanche à évaporer contiendrait environ 25 p. 100 plus d'eau; la consommation de vapeur par l'évaporateur grimperait de 25 p. 100 et le coût d'immobilisation correspondant, d'environ 15 p. 100. La charge pour les cuves de caustification secondaires quadruplerait; cela n'aurait pas de conséquences graves car la capacité nominale de ces cuves, telles que nous les concevons, serait nettement supérieure aux besoins réels.

Cette simplification devrait probablement réduire de un million de dollars le coût total d'immobilisation. Il y aurait peu de variation en ce qui concerne la teneur en $Na_2CO_3$ de la liqueur blanche à l'entrée du lessiveur, si bien que les avantages pour la chaudière de récupération demeureraient les mêmes. Le seul inconvénient significatif de la simplification: une plus grande consommation de vapeur dans les évaporateurs de liqueur blanche et de liqueur noire, représentant au total environ 0,500 GJ/ADUt. Pour un coût d'accroissement de la vapeur équivalant à $ 1,90/GJ, cela représente à peu près 230 000 dollars par année. Si l'augmentation du coût en énergie ne s'appliquait qu'à la période hivernale, ce montant baisserait à environ 120 000 dollars par année.

En l'absence de filtre de polissage, les dépôts de pirssonite dans l'évaporateur de liqueur blanche pourraient causer des problèmes. La suppression de ce filtre pourrait aussi annuler la légère réduction des dépôts de brai et l'entartrage moins rapide du réchauffeur du lessiveur que nous avons prévus. Si l'on considère le point de vue économique, la simplification du procédé devrait faire l'objet d'une évaluation détaillée si l'évaporation de la liqueur blanche est envisagée comme moyen de réduire la charge inutile dans le cycle de régénération de la liqueur.

## 8.3 Situations les plus favorables pour le procédé proposé

Le procédé proposé est tout particulièrement intéressant pour les usines de pâtes kraft dont la production est indéniablement limitée par la capacité de la chaudière de récupération pour l'incinération de la liqueur noire, à condition toutefois que le facteur limitatif soit l'encrassement des parois de la chaudière et non la circulation dans le faisceau tubulaire de vaporisation. Dans ces conditions, le procédé proposé permet d'augmenter la capacité de la chaudière. Dans le cas de l'usine de l'Intercontinental Pulp Company Ltd., l'augmentation a été évaluée à environ 7 p. 100. Dans d'autres usines, elle pourrait être supérieure. En effet, à l'usine de l'Intercontinental Pulp, la charge de la liqueur noire en matières inutiles est actuellement assez faible si l'on tient compte des techniques existantes. D'autre part, dans les usines équipées de chaudières de type CE, le taux acceptable de combustion des matières organiques, pour une diminution donnée de la charge inutile, pourrait éventuellement accuser une plus forte augmentation que celle envisagée pour les chaudières de type B & W sur lesquelles se fondent nos calculs. Avec une chaudière de type CE, on obtiendra une hausse plus importante de la température dans la partie inférieure de la chaudière et une plus forte baisse de la température des gaz de combustion qu'avec une chaudière de type B & W. Dans le cas des usines côtières où la liqueur à régénérer a une forte teneur en NaCl, le procédé proposé pourrait englober l'élimination du NaCl, ce qui améliorerait encore la capacité de la chaudière de récupération.

Le procédé proposé présente également l'avantage suivant: la capacité de l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple augmenterait de 25 p. 100, et les nettoyages seraient moins fréquents. Les usines qui présentement songent à accroître la capacité d'évaporation de la liqueur noire auraient peut-être intérêt à envisager plutôt l'évaporation de la liqueur blanche.

Dans le passé, on a remédié à la capacité limitée de la chaudière de récupération en installant d'autres chaudières. À l'avenir, cette solution deviendra beaucoup moins attrayante en raison de leur coût exorbitant. Le coût d'immobilisation pour le procédé proposé par tonne de pâte supplémentaire produite quotidiennement est environ 2,5 fois plus élevé que dans le cas d'une nouvelle chaudière de récupération et d'un nouveau système d'évaporation de la liqueur noire. Toutefois, un nouveau système de chaudière de récupération coûte au bas mot 30 millions de dollars, montant bien supérieur au coût en capital du procédé proposé. Il faut aussi considérer la plus grande facilité d'obtenir des sommes moins élevées.

On peut accroître de 5 à 20 p. 100 la capacité des chaudières de récupération existantes uniquement en modifiant le système de distribution d'air, surtout s'il s'agit de chaudières de type CE. Le coût d'une telle modification est cependant très élevé, et la perte de production pendant la durée des modifications est considérable. À cet égard, le procédé proposé a l'avantage qu'il peut être installé sans perturber ou presque la production. De plus, advenant des problèmes d'ingénierie ou de fonctionnement, il n'y aura pas d'interruption des opérations, la fabrication de la pâte pouvant se poursuivre en utilisant l'ancienne méthode.

### 8.4 Usine de la Great Lakes Forest Products Ltd.

L'usine de la Great Lakes Forest Products Ltd. de Thunder Bay dispose déjà d'un système d'évaporation de la liqueur blanche, dispositif qui représente la plus grande partie du coût d'immobilisation entraîné par le procédé proposé. Des éléments de ce procédé pourraient être mis en place à cette usine à un coût raisonnable. Par exemple, l'installation d'un filtre à courroie pour la lixiviation et(ou) des cuves de caustification secondaires permettrait de réduire la charge inutile en $Na_2CO_3$ dans la liqueur noire, et partant d'augmenter la capacité de la chaudière de récupération de cette usine. De plus, il serait intéressant d'envisager une plus forte concentration de la liqueur verte pour réduire les besoins énergétiques pour l'évaporation de la liqueur blanche. En portant la teneur en ATT de la liqueur verte à 135 g/l, sous forme de $Na_2O$ (110 g/l à l'heure actuelle), on réduirait d'environ 20 p. 100 les besoins en vapeur pour l'évaporation de la liqueur blanche.

# 9 AUTRES MOYENS POUR RÉDUIRE LA CHARGE INUTILE

Outre le procédé proposé, qui permettrait de réduire la charge inutile en $Na_2CO_3$, il existe d'autres moyens pour réduire la charge inutile en $Na_2CO_3$ et $Na_2SO_4$.

## 9.1 Charge inutile en $Na_2CO_3$

Dans les papeteries d'Amérique du nord, la liqueur renferme généralement environ 110 g d'ATT (sous forme de $Na_2O$) par litre et la causticité d'équilibre est de l'ordre de 91 p. 100. En pratique toutefois, elle s'établit entre 78 à 82 p. 100. Si on parvenait à la causticité d'équilibre désirable, la charge inutile serait réduite d'environ 50 p. 100 et on obtiendrait 60 p. 100 des bénéfices réalisables avec le procédé proposé.

**9.1.1 Surcaustification.** - Une causticité plus élevée peut être obtenue en augmentant la quantité de chaux; par contre, cela entraîne invariablement des problèmes de décantation dans le clarificateur de la liqueur blanche. Dans beaucoup d'usines, le four à chaux fonctionne à sa pleine capacité ou presque, et il ne peut donc absorber le surplus de $Ca(OH)_2$ résiduel de la surcaustification.

Le problème de décantation pourrait être résolu par l'addition d'un filtre de polissage pour le trop-plein du clarificateur et d'un filtre de décaustification pour le soutirat du clarificateur. Il en coûterait environ 1 million de dollars.

Les problèmes de décantation liés à de plus grandes teneurs en chaux ont généralement été attribués au $Ca(OH)_2$ libre dans les boues de caustification. Des essais à l'Intercontinental Pulp Company Ltd. ont montré qu'il n'en était peut-être rien. On a en effet constaté que la vitesse de décantation après la première cuve de caustification, où il se trouve du $Ca(OH)_2$ libre, est à peine inférieure à celle relevée après la quatrième cuve, où il y a moins de $Ca(OH)_2$ libre. De plus, des travaux récents en laboratoire effectués par Dorris (2) et consistant à détourner une partie de la liqueur verte du bac extincteur ont montré qu'à mesure que le rapport chaux/liqueur dans ce bac augmente, l'aire surfacique de la chaux augmente en raison de phénomènes ponctuels dans le bac extincteur. Une aire surfacique plus élevée entraîne une réactivité plus grande et une vitesse de décantation réduite des boues de caustification. C'est ainsi que la vitesse de décantation réduite

observée lorsque la teneur en chaux est plus élevée serait peut-être le fait d'un rapport chaux/liqueur plus élevé pendant l'extinction, et non d'une teneur plus grande en $Ca(OH)_2$ libre dans les boues de caustification. Si tel est le cas, il devrait être possible de surmonter le problème en recyclant la liqueur blanche dans le bac extincteur simultanément à l'addition de chaux supplémentaire, de façon à obtenir le rapport chaux/liqueur jugé approprié pour une bonne décantation des boues de caustification.

**9.1.2 Recyclage des boues de caustification dans les cuves de caustification.** - Hormis aux premiers stades, il semble que la vitesse de la réaction de caustification soit réglée par la vitesse à laquelle le carbonate diffuse dans les particules de $Ca(OH)_2/CaCO_3$ et la vitesse à laquelle l'hydroxyde diffuse hors de ces mêmes particules. Le temps de séjour des particules dans les cuves de caustification est donc beaucoup plus important que le temps de séjour du liquide. D'après ce qui précède, il semblerait indiqué de recycler les particules pour augmenter leur temps de séjour dans les cuves de caustification. Cela pourrait être accompli à l'aide d'un séparateur à cyclone interceptant le trop-plein d'une cuve donnée afin de séparer une partie des matières solides et de les recycler. Le séparateur ne devrait pas forcément avoir un rendement élevé. Un atout des séparateurs à cyclone est qu'ils pourraient séparer les plus grosses particules en vue de leur recyclage, alors que les particules plus petites, offrant moins de contraintes à la diffusion, seraient entraînées avec la liqueur. Dans le passé, les séparateurs à cyclone ont été utilisés à l'occasion pour les systèmes de caustification mais non pour faciliter le recyclage des boues de caustification.

Dans les conditions normales de fonctionnement d'une usine, la teneur en matières solides dans les cuves de caustification est d'environ 10 p. 100 en poids. On doute fort que cette teneur puisse augmenter au-delà de 20 p. 100 en poids sans que surgissent des problèmes d'écoulement. Le temps de séjour des particules pourrait donc au mieux être doublé.

En plus d'augmenter le temps de séjour des particules dans les cuves de caustification, le recyclage des boues de caustification redonnerait aux particules recyclées une énergie facilitant la diffusion. Ceci, ajouté au temps de séjour plus long des particules, permettrait d'augmenter de 2 à 5 p. 100 la causticité visée pour la liqueur blanche, à une vitesse de décantation donnée des boues de caustification.

Le recyclage des boues de caustification permettrait d'augmenter la causticité de 2 ou 3 p. 100 et donnerait environ 20 p. 100 des bénéfices réalisables avec le procédé proposé. Le coût d'immobilisation pour le recyclage des boues de caustification est évalué

à 200 000 dollars environ. C'est dire que pour 1 p. 100 de ce qu'il en coûterait pour le procédé proposé, on réaliserait 20 p. 100 des bénéfices qu'il rapporterait. Les sommes investies pourraient être récupérées en trois mois environ dans les conditions d'exploitation les plus favorables.

**9.1.3 Écoulement à contre-courant de la liqueur et des matières solides dans les cuves de caustification.** - Étant donné que la réaction de caustification est principalement limitée par la diffusion, il serait théoriquement préférable que les matières solides s'écoulent à contre-courant de la liqueur dans les cuves de caustification. Actuellement, liqueur et solides circulent parallèlement dans ces cuves et la chaux arrive rapidement dans l'extincteur. Dans ces conditions, la force d'entraînement pour la diffusion du carbonate et de l'hydroxyde est élevée dans les premières cuves mais faible dans les dernières vu la teneur moindre en chaux. Grâce à l'écoulement à contre-courant, les conditions seraient plus favorables; là où la force d'entraînement pour la diffusion est faible, l'accessibilité de la chaux dans les particules serait élevée; inversement, là où cette accessibilité est faible, la force d'entraînement pour la diffusion serait élevée. Il ne serait pas nécessaire d'avoir un contre-courant dans toutes les cuves; un contre-courant partiel serait suffisant.

Avec un contre-courant partiel, il ne serait pas surprenant qu'on puisse atteindre pratiquement la causticité d'équilibre (par ex. 88 à 90 p. 100) avec un système de caustification existant. Cette possibilité est confirmée par le procédé de recaustification en deux étapes en usage dans certaines usines au cours des années 1950 (Gillespie, 1953). Si on parvenait à atteindre la causticité d'équilibre, 50 p. 100 des bénéfices réalisables avec le procédé proposé seraient obtenus. Le coût d'immobilisation pour l'installation d'un contre-courant partiel dans les cuves de caustification se chiffrerait entre 1 million à 1 million et demi de dollars. Comparativement au procédé proposé, on obtiendrait 50 p. 100 des bénéfices qu'il rapporterait pour moins de un dixième du coût d'immobilisation. La période d'amortissement pour l'installation du contre-courant partiel serait probablement d'environ 6 mois dans des conditions d'exploitation favorables.

Si la causticité d'équilibre était atteinte grâce au contre-courant partiel, d'autres mesures destinées à améliorer le rendement de la caustification, comme la surcaustification et le recyclage des boues de caustification, n'auraient plus aucune raison d'être et deviendraient superflues.

**9.1.4 Dilution de la liqueur verte.** - Ahlström-Rosenblad Heat Engineering détient un brevet pour la réduction de la charge inutile, procédé dans lequel la caustification se fait sur une liqueur verte moins concentrée (85 g d'ATT, sous forme de $Na_2O$ par litre), ce qui permet de tirer profit de la causticité d'équilibre plus élevée lorsque la liqueur est moins concentrée (8). La liqueur diluée serait évaporée jusqu'à une teneur normale d'environ 115 g d'ATT/l après décantation. À 85 g d'ATT/l, la causticité d'équilibre serait d'environ 96 p. 100. Dans le brevet de Ryham, on affirme que la causticité d'équilibre peut être atteinte. Si tel est le cas, ce procédé breveté serait aussi efficace que le procédé proposé faisant appel à l'évaporation de la liqueur blanche pour précipiter $Na_2CO_3$ et la burkéite. On ne voit cependant pas très bien comment la causticité d'équilibre peut être atteinte. En effet, une simple dilution de la liqueur verte ne permet pas d'atteindre la causticité d'équilibre plus facilement que lorsque les liqueurs ont une concentration normale.

Rieder et Ryham (7) donnent les résultats de recherches en laboratoire sur la caustification de la liqueur verte à une teneur en ATT de 82 g/l, sous forme de $Na_2O$. Les conditions en laboratoire simulaient l'installation du procédé de caustification de la liqueur verte diluée à l'usine de la société Westar Timber Ltd. à Castlegar où la teneur normale de la liqueur en ATT est d'environ 125 g/l, sous forme de $Na_2O$. Le temps retenu pour la caustification (56 minutes), était de 35 p. 100 inférieur au temps de séjour normal de 90 minutes pour une teneur normale en ATT. Une causticité d'environ 82 p. 100 fut atteinte avec 82 g d'ATT/l et un temps de caustification de 56 minutes, alors qu'elle était d'environ 78 p. 100 dans les conditions normales de caustification. Les résultats expérimentaux confirment que la liqueur verte diluée permet d'atteindre une causticité plus élevée; la causticité d'équilibre n'a toutefois pas été atteinte. En fait, l'écart entre la causticité d'équilibre et la causticité obtenue était à peu près le même avec la liqueur verte diluée qu'avec la liqueur de concentration normale. Lors des expériences, l'utilisation de la liqueur diluée a accéléré la vitesse de décantation des boues de caustification à un point tel que l'accélération de 35 p. 100 de la vitesse ascendante dans le clarificateur était largement compensée. Par conséquent, le procédé employant la liqueur verte diluée pourrait probablement être utilisé sans nécessiter l'achat de filtres de polissage et de décaustification pour le clarificateur de la liqueur blanche.

Lundberg (5) a effectué une analyse économique du procédé Ahlström-Rosenblad Heat Engineering. Il a tenu compte d'une dilution de la liqueur verte à une teneur de 80 g d'ATT (sous forme de $Na_2O$) par litre, avant la caustification, et indiqué qu'une causticité

de 92 p. 100 pour la liqueur blanche pouvait être atteinte. Aucune justification ne vient étayer cette valeur de 92 p. 100, qui n'est pas réaliste si l'on considère les expériences en laboratoire de Rieder et Ryham (7). Lundberg (5) a indiqué que la liqueur blanche diluée serait évaporée à une teneur normale de 125 g d'ATT, sous forme de $Na_2O$, par litre, grâce à un évaporateur à thermocompression avec effet unique. Toujours d'après Lundberg, l'évaporateur coûterait approximativement 1 300 000 dollars, sans compter les frais d'installation. La mise en place du système doublerait et triplerait même ce montant, particulièrement si l'on considère les besoins supplémentaires de 900 kW en énergie électrique pour 700 ADt/jour.

Le procédé utilisant la liqueur verte diluée serait moins compliqué que le procédé proposé, et la quantité de liqueur blanche à évaporer diminuerait de moitié. Le coût d'immobilisation serait également moins élevé du fait que le seul équipement qu'il faudrait acheter serait un évaporateur à thermocompression avec effet unique. L'évaporateur pourrait être construit en acier inoxydable 304L étant donné que la liqueur blanche ne serait pas évaporée au-delà des concentrations normales. Par contre, la réduction de la charge inutile avec le procédé à la liqueur verte diluée serait probablement quatre fois moindre que celle réalisable avec le procédé proposé dans le présent rapport. De plus, le procédé à la liqueur verte diluée requiert davantage d'énergie. En effet, le procédé proposé abaisse la teneur en eau de la liqueur et partant la quantité de liqueur à évaporer. Avec le procédé employant de la liqueur verte diluée, c'est l'inverse qui se produit.

## 9.2 Charge inutile en $Na_2SO_4$

La charge inutile en $Na_2SO_4$ peut être diminuée en obtenant une meilleure réduction de ce corps dans la chaudière de récupération, et en minimisant l'oxydation de $Na_2S$ dans les cuves de caustification.

Les éléments-clés pour diminuer au maximum la charge inutile en $Na_2SO_4$ sont:

- Maximisation des températures dans la région inférieure de la chaudière de récupération.
- Minimisation de la réoxydation du salin dans la liqueur brûlée, grâce à l'air primaire.

Après que le salin a quitté la chaudière de récupération, l'oxydation de $Na_2S$ lors de la recaustification intervient normalement en majeure partie dans la goulotte du salin et la cuve de dissolution. À ce stade-ci, l'oxydation pourrait être minimisée en limitant

l'infiltration d'air dans la cuve de dissolution. Pour ce faire, on peut par exemple utiliser un joint d'eau sur la conduite du trop-plein de la cuve de dissolution et réduire au minimum les ouvertures des hottes de la goulotte du salin.

Les méthodes pour réduire la charge inutile en $Na_2SO_4$ ne dépendent en aucune façon des méthodes permettant de réduire la charge inutile en $Na_2CO_3$. Par conséquent, toute amélioration de la charge inutile en $Na_2SO_4$ constituerait un gain supplémentaire.

# 10 RÉDUCTION DE LA CHARGE INUTILE: QUELLE ORIENTATION PRENDRE?

L'étude du procédé proposé a prouvé le bien-fondé de la réduction de la charge inutile et a permis de quantifier les avantages réalisables. Pour tirer profit du procédé proposé, il faudra par contre installer de nombreuses pièces d'équipement, et le procédé proprement dit devra être modifié à presque toutes les étapes du cycle de régénération de la liqueur. Comme on ne dispose pas actuellement de toute l'information voulue, il subsiste donc certains risques techniques.

Si l'on prend l'industrie dans son ensemble, la démarche la plus logique pour la poursuite du projet proposé serait de modifier le procédé utilisé à la Great Lakes Forest Products Ltd. de Thunder Bay, pour tirer parti de l'évaporation de la liqueur blanche afin de réduire la charge inutile. Cela permettrait d'évaluer l'impact du procédé sur la chaudière de récupération dans des conditions normales et continues de fonctionnement et d'obtenir des données plus sûres pour quantifier les principaux avantages du procédé.

À longue échéance, la complexité et le coût élevé d'immobilisation du procédé proposé pourraient se justifier par les bénéfices réalisés. Dans l'immédiat, en attendant que d'autres développements surviennent, une démarche plus simple est conseillée. Elle consiste à:

- Améliorer la réduction du sulfate de sodium dans la chaudière de récupération;
- Minimiser l'oxydation de $Na_2S$ dans le système de recaustification;
- Améliorer la réaction de recaustification pour que la liqueur blanche ait une causticité proche de la valeur d'équilibre.

Le recyclage des boues de caustification et l'écoulement à contre-courant dans les cuves de caustification devraient être étudiés en tant que moyens d'obtenir une liqueur blanche ayant une causticité proche de la valeur d'équilibre. Il y a de fortes chances que des améliorations soient possibles, et le principe est prometteur. En augmentant la causticité de la liqueur blanche, en améliorant la réduction du sulfate de sodium dans la chaudière de récupération et en minimisant l'oxydation de $Na_2S$ dans le système de recaustification, une partie des bénéfices du procédé proposé pourraient être réalisés pour une fraction du coût d'immobilisation, et de façon nettement moins complexe. Des observations en situation normale et sur une longue période permettraient d'évaluer l'effet d'une réduction partielle de la charge inutile sur le fonctionnement et la capacité de la

chaudière de récupération, ce qui fournirait l'information critique permettant de prévoir avec exactitude les possibilités à longue échéance du procédé.

Le procédé proposé ne devrait normalement pas présenter beaucoup d'intérêt pour une nouvelle usine de pâtes kraft. Dans ce cas, il suffit d'installer une chaudière de récupération qui aura la capacité voulue, avec mise en oeuvre de techniques classiques. C'est la méthode la plus rentable. S'il s'agit par contre d'une usine fonctionnant en circuit fermé, avec évaporation de la liqueur blanche pour l'élimination de NaCl, il serait logique de faire appel au procédé proposé pour tirer avantage des bénéfices associés à la réduction de la charge inutile.

## PROPOSITIONS ET CONCLUSIONS

1. Le procédé proposé pour la réduction de la charge inutile semble techniquement faisable.

2. Le principal avantage de ce procédé est la possibilité d'augmenter la production de pâtes d'une usine limitée par la capacité de la chaudière de récupération. Les avantages secondaires sont les suivants: diminution des émissions atmosphériques en provenance de la chaudière de récupération et de la cuve de dissolution; atténuation des problèmes de fonctionnement dus à l'encrassement des réchauffeurs du lessiveur et des évaporateurs de la liqueur noire; atténuation des problèmes de fonctionnement dus aux dépôts de brai dans les systèmes de lavage et de tamisage des pâtes brunes; rendement légèrement amélioré du lessiveur. Il pourrait également y avoir réduction de l'encrassement des tamis de classage et d'épuration des pâtes.

3. Le procédé proposé permettrait d'augmenter le taux maximal de combustion des matières organiques de la plupart des chaudières de récupération dont la capacité n'est pas limitée par la circulation dans les faisceaux tubulaires de vaporisation. Faute d'expériences directes en usine, on ne peut évaluer précisément de combien augmenterait ce taux. Une analyse logique des calculs et l'information scientifique connexe laissent entrevoir qu'à l'Intercontinental Pulp Company Ltd. de Prince George, le taux maximal de combustion de matières organiques pour la chaudière de récupération de type B & W en place pourrait grimper de 7 p. 100.

4. La capacité de l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple actuellement en service augmenterait d'environ 25 p. 100 avec le procédé proposé; en effet, les besoins en évaporation seraient moindres en raison de l'utilisation de liqueur noire diluée pour diluer la liqueur blanche concentrée à une teneur normale. En principe, une partie de l'évaporation accomplie dans l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple s'effectuerait dans l'évaporateur de liqueur blanche.

5. Le procédé proposé permettrait d'augmenter la capacité équivalente de stockage des liqueurs d'une part parce que celles-ci seraient plus concentrées et aussi parce qu'il prévoit deux nouveaux réservoirs de stockage. Un temps de stockage plus long devrait légèrement augmenter le nombre d'heures d'exploitation par année.

6. Les émissions de SRT par la chaudière de récupération seraient moindres. La

réduction ne peut être évaluée de façon sûre vu qu'il n'existe aucune donnée convenable applicable à des chaudières en exploitation, mais on estime qu'elle pourrait atteindre 50 p. 100.

*7.* Le procédé proposé a fait l'objet d'une attention toute particulière sur le plan du rendement énergétique. Son introduction à l'Intercontinental Pulp Company Ltd. de Prince George (C.-B.) gonflerait légèrement la consommation de vapeur et d'électricité. Les besoins en vapeur de l'usine augmenteraient d'environ 0,337 GJ/ADUt en hiver, et 0,166 GJ/ADUt en été. La consommation d'électricité augmenterait approximativement de 370 kW. À noter que ces augmentations ne sont pas significatives.

*8.* Avec un accroissement de 7 p. 100 de la capacité de la chaudière de récupération, et une augmentation de 1 p. 100 de la période annuelle d'exploitation, il est possible d'accroître la production annuelle de pâtes de 8 p. 100. Dans le cas de l'Intercontinental Pulp Company Ltd., cela équivaut à des revenus supplémentaires d'environ 5 200 000 dollars par année, avant impôts.

*9.* Les frais d'exploitation pour le procédé proposé à l'Intercontinental Pulp Company Ltd. (entretien, main-d'oeuvre, énergie électrique et vapeur) totaliseraient à peu près 930 000 dollars par année.

*10.* Le procédé requiert l'achat considérable de nouvel équipement et les installations existantes devraient subir des modifications mineures. Le coût total d'immobilisation pour l'introduction du procédé proposé à l'Intercontinental Pulp Company Ltd. serait de l'ordre de 16 000 000 de dollars. Dans certaines usines, il faudrait non seulement modifier la chaudière de récupération et l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple, mais également modifier d'autres secteurs de l'usine pour atteindre l'augmentation de 8 p. 100 de la production; le montant n'a pas été déterminé précisément pour l'Intercontinental Pulp Company Ltd. mais on estime à environ 11 000 000 de dollars les investissements supplémentaires à ce chapitre.

*11.* Si l'on fait abstraction de toute autre modification que celles à apporter à la chaudière de récupération et à l'évaporateur de liqueur noire à effet multiple, le procédé proposé serait amorti en 3,7 ans approximativement, chiffre où n'intervient aucune considération fiscale.

*12.* Il est peut-être possible de réduire légèrement la consommation de liqueur blanche, mais on n'en est pas absolument certain. Pour le calcul des bilans thermique et massique

du procédé proposé, aucune réduction de la consommation de liqueur blanche n'a été envisagée.

13. Même si certains facteurs pourraient laisser entrevoir une réduction de la charge inutile dans le four à chaux, il est douteux que cette charge puisse subir de fortes variations, excepté dans les usines où la surcaustification est couramment pratiquée.

14. En plus du coût d'immobilisation, le principal inconvénient du procédé proposé est l'ampleur des nouvelles installations requises et les changements qui devront être apportés à pratiquement toutes les étapes du cycle de régénération de la liqueur. Le fonctionnement de l'usine, en particulier la mise en route du procédé serait plus compliqué, mais les difficultés ne sont pas insurmontables.

15. Au nombre des inconvénients mineurs inhérents au procédé proposé, on peut citer:

- 5 à 20 p. 100 d'augmentation de la charge de l'électrofiltre de la chaudière de récupération.
- Augmentation de la viscosité de la liqueur noire.
- Encrassement possible du refroidisseur du filtre de décaustification du soutirat du clarificateur de la liqueur blanche.

16. Le procédé proposé pourrait être simplifié au détriment du rendement énergétique. La simplification la plus évidente permettrait de réduire le coût total d'immobilisation d'environ 1 million de dollars, mais la facture pour le surplus de vapeur nécessaire s'élèverait entre 100 à 200 000 dollars par année.

17. Étant donné que la Great Lakes Forest Products Ltd. de Thunder Bay utilise déjà un système d'évaporation de la liqueur blanche, la méthode la plus logique pour le développement ultérieur du procédé proposé, dans l'intérêt de l'industrie toute entière, serait de modifier le procédé utilisé par cette usine pour tirer parti de la réduction de la charge inutile au stade de l'évaporation de la liqueur blanche.

18. En plus du procédé proposé, il existe d'autres possibilités pour réduire la charge inutile. La solution la plus attrayante consisterait à mettre en oeuvre des mesures très simples pour réduire la charge inutile en $Na_2SO_4$ et $Na_2CO_3$. La charge inutile en $Na_2SO_4$ peut être diminuée en améliorant la réduction de ce corps dans la chaudière de récupération, et en limitant l'oxydation de $Na_2S$ passé la chaudière. La charge inutile en $Na_2CO_3$ peut être réduite en améliorant les conditions de la réaction de recaustification, ce qui permettrait d'obtenir une liqueur blanche ayant une causticité plus proche de la valeur d'équilibre.

*19.* Deux nouveaux concepts permettraient d'obtenir une liqueur blanche de causticité plus élevée, soit: *a*) le recyclage des boues de caustification de façon à augmenter le temps de séjour des matières solides dans les cuves de caustification et *b*) contre-courant partiel dans les cuves de caustification.

*20.* Le recyclage des boues de caustification permettrait d'obtenir une augmentation de 2 à 3 p. 100 de la causticité, ce qui représenterait environ 20 p. 100 des bénéfices réalisables avec le procédé proposé. Les modifications nécessaires coûteraient environ 200 000 dollars, somme qui pourrait être amortie en 3 mois approximativement.

*21.* Le contre-courant partiel dans les cuves de caustification devrait éventuellement permettre d'approcher la causticité d'équilibre (par ex. 88 à 90 p. 100) avec les cuves de caustification existantes. Si la causticité d'équilibre était atteinte, 50 p. 100 des bénéfices réalisables avec le procédé proposé seraient obtenus. Le coût d'immobilisation pour installer un contre-courant partiel dans ces cuves est estimé entre 1 million et 1 500 000 dollars. Les sommes déboursées seraient récupérées en 6 mois environ.

*22.* L'étude du procédé proposé a démontré que la réduction de la charge inutile laissait entrevoir des avantages très intéressants. À longue échéance, la grande complexité du procédé proposé et le coût élevé d'immobilisation inhérent pourraient se justifier par les bénéfices qu'il engendrerait. Cependant, dans l'immédiat, on conseille une méthode plus simple qui consiste à améliorer la causticité de la liqueur blanche, à améliorer la réduction du sulfate de sodium dans la chaudière de récupération, et à minimiser l'oxydation de $Na_2S$ dans le système de recaustification. Une partie des bénéfices visés par le procédé proposé pourrait être obtenue pour une fraction des investissements requis pour l'implanter et tout en évitant la complexité du procédé. Le recyclage des boues de caustification et le contre-courant partiel dans les cuves de caustification méritent en particulier d'être étudiés plus à fond.

## RÉFÉRENCES

1. Blackwell, B.R. et T. King, *Chemical Reactions in Kraft Recovery Boilers*, Sandwell Company Limited, Vancouver (C.-B.), 1985.

2. Dorris, G., PPRIC, communication personnelle, 1984.

3. Gillespie, D.C., "Some Notes on Current Recausticizing Practice", *Tappi*, *36* (4): 147, 1953.

4. Keitaanniemi, O. et N.E. Virkola, "Amount and Behavior of Certain Chemical Elements in Kraft Pulp Manufacture: Results of a Mill Scale Study", *Paperi ja Puu/Papper och Tra*, *60* (9): 507, 1978.

5. Lundberg, S., "Economic Analysis of Causticizing at Low Strength Combined with White Liquor Evaporation", *Recausticizing Compendium II*, SPCI Reports, No. 44, septembre 1982.

6. Rapson, W.H. et D.W. Reeve, "The Effluent-Free Bleached Kraft Pulp Mill - The Present State of Development", *Tappi*, *56* (9): 112, 1973.

7. Rieder, R.W. et R. Ryham, "Dead Load Reduction through Higher Causticizing Efficiency", Association canadienne des fabricants de pâtes et papier, 67e réunion annuelle des services techniques, Montréal, 1981.

8. Ryham, R., Canadian Patent 1, 120, 663, 1982.

9. Wilson, D., "Canada: Recovery in 1983, Outlook Fair for 1984", *Pulp and Paper International*, *26* (8): 133, 1984.

# ANNEXE

## Mémoires relatifs au projet

**Réduction de la charge inutile dans le procédé de fabrication des pâtes kraft**
**Mémoires relatifs au projet**

Douze mémoires ont été préparés, dont huit concernent directement des étapes du cycle de régénération de la liqueur kraft (p. ex. la recaustification). Les mémoires étudient les facteurs chimiques et physiques les plus importants qui entrent en jeu à l'étape considérée et quels effets aurait le procédé proposé sur ladite étape (p. ex. la recaustification). Voici la liste de ces mémoires:

IP-29a - Recaustification

- étude de la chimie de la recaustification
- 93 pages, 118 citations de textes de référence (V5350/1)

IP-29b - Recaustification secondaire

- examen critique des facteurs liés au procédé de dissolution et au système de recaustification secondaire
- 18 pages, 12 citations de textes de référence (V5350/2)

IP-29c - Technique de cristallisation - évaporation de la liqueur blanche

- description de l'expérience à l'usine de la compagnie Great Lakes Forest Products Ltd. à Thunder Bay avec l'évaporation de la liqueur blanche
- examen de l'information scientifique connexe et des nouveaux développements dans le domaine
- étude de l'intégration possible de l'évaporation de la liqueur blanche et de l'évaporation de la liqueur noire avec la vapeur de décompression provenant du lessiveur pour réaliser des économies en vapeur
- 38 pages, 33 citations de textes de référence (V5350/3)

IP-29d - Réduction en pâte

- résumé sur les phénomènes chimiques dans le lessiveur pour le procédé proposé
- calculs pour différentes méthodes permettant de quantifier le rapport matières organiques/matières minérales dans la liqueur
- étude de l'information relative au recyclage de la liqueur noire vers le lessiveur
- 25 pages, 38 citations de textes de référence (V5350/4)

IP-29e - Lavage de la pâte brune

- bref examen des principes fondamentaux du lavage
- examen de l'information existante sur le rendement relatif du lavage pour les matières organiques et les matières minérales
- étude des facteurs qui conditionnent la formation de brai
- 22 pages, 36 citations de textes de référence (V5350/5)

IP-29f - Entartrage des réchauffeurs du lessiveur et des évaporateurs de liqueur noire

- étude des facteurs conditionnant la formation de tartre
- 30 pages, 49 citations de textes de référence (V5350/5)

IP-29g - Évaporation de la liqueur noire

- étude des facteurs modifiant l'élévation du point d'ébullition et la viscosité de la liqueur noire
- bilans thermiques pour les conditions existantes et le procédé proposé
- 42 pages, 49 citations de textes de référence (V5350/7)

IP-29h - Chaudière de récupération

- étude des facteurs conditionnant l'encrassement des parois de la chaudière
- étude des facteurs modifiant le transfert thermique dans la chaudière
- importance des températures élevées dans la partie inférieure de la chaudière
- 83 pages, 85 citations de textes de référence (V5350/8)

IP-29i - Bilans massiques et énergétiques

- bilans massiques et énergétiques détaillés pour les conditions existantes et le procédé proposé
- diagrammes pour le procédé proposé et les conditions existantes (identiques aux figures 2 et 3 du présent rapport) sur feuilles de format spécial sur lesquelles apparaissent également tous les éléments de la matrice (tels que donnés par ex. à la figure 4 du présent rapport), pour avoir une vue d'ensemble
- 10 pages (V5350/9)

IP-29j - Étude préalable

- description détaillée du procédé proposé
- 11 pages (V5350/10)

IP-29k - Évaluation du coût d'immobilisation

- données détaillées et principes de base pour l'évaluation du coût d'immobilisation
- 9 pages (V5350/11)

IP-29l - Analyse économique du procédé

- intégration du coût d'immobilisation, des frais d'exploitation et des économies réalisables pour pouvoir quantifier la faisabilité économique
- 6 pages (V5350/12)

On peut se procurer ces mémoires auprès du Service de la protection de l'environnement, Environnement Canada, Ottawa (Ontario), K1A 1C8; à noter qu'il s'agit de documents non publiés dont le nombre est limité.

De plus, il est possible de se procurer une étude des phénomènes à l'intérieur de la chaudière de récupération, document complétant le mémoire de projet V5350/8, auprès de:

Sandwell & Company Limited
Librarian
1550 Alberni Street
Vancouver (C.-B.)
V6G 1A4